



TUGAS AKHIR TF 141581

PERANCANGAN *ACTIVE FAULT TOLERANT CONTROL* (AFTC) PADA *PLANT* EVAPORATOR EFEK VAKUM PT. POLYCHEM INDONESIA TBK DENGAN KESALAHAN PADA AKTUATOR DAN SENSOR

FEBRIANTO BIMO AMARTO
NRP 2413 100 047

Dosen Pembimbing
Dr.Katherin Indriawati, S.T, M.T

DEPARTEMEN TEKNIK FISIKA
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2017



TUGAS AKHIR TF 141581

PERANCANGAN *ACTIVE FAULT TOLERANT CONTROL (AFTC)* PADA *PLANT* EVAPORATOR EFEK VAKUM PT POLYCHEM INDONESIA TBK DENGAN KESALAHAN PADA AKTUATOR DAN SENSOR

FEBRIANTO BIMO AMARTO
NRP 2413 100 047

Dosen Pembimbing
Dr.Katherin Indriawati, S.T, M.T

DEPARTEMEN TEKNIK FISIKA
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2017

Halaman ini sengaja dikosongkan



FINAL PROJECT TF 141581

**ACTIVE FAULT TOLERANT CONTROL (AFTC)
DESIGN IN VACUUM EFFECT EVAPORATOR
PLANT PT. POLYCHEM INDONESIA TBK WITH
ACTUATOR AND SENSOR FAULT**

**FEBRIANTO BIMO AMARTO
NRP 2413 100 047**

**Supervisor
Dr.Katherin Indriawati, S.T, M.T**

**ENGINEERING PHYSICS DEPARTMENT
Faculty of Industrial Technology
Sepuluh Nopember Institute of Technology
Surabaya 2017**

Halaman ini sengaja dikosongkan

PERNYATAAN BEBAS PLAGIASI

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Febrianto Bimo Amarto

NRP : 2413100047

Departemen : Teknik Fisika FTI-ITS

dengan ini menyatakan bahwa tugas akhir saya yang berjudul *“PERANCANGAN ACTIVE FAULT TOLERANT CONTROL SYSTEM PADA PT. POLYCHEM INDONESIA DENGAN KESALAHAN SENSOR DAN AKTUATOR”* adalah bebas plagiasi. Apabila pernyataan ini terbukti tidak benar, maka saya bersedia menerima sanksi sesuai ketentuan yang berlaku.

Demikian surat pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya.

Surabaya, 12 Juni 2017
Yang membuat pernyataan,

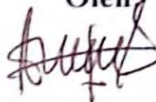
Febrianto Bimo Amarto

Halaman ini sengaja dikosongkan

LEMBAR PENGESAHAN

PERANCANGAN *ACTIVE FAULT TOLERANT CONTROL* (AFTC) PADA *PLANT* EVAPORATOR EFEK VAKUM PT. POLYCHEM INDONESIA TBK DENGAN KESALAHAN SENSOR DAN AKTUATOR


Oleh:



Febrianto Bimo Amarto
NRP. 2413 100 047

Surabaya, 12 Juni 2017
Mengetahui/Menyetujui

Pembimbing



Dr. Katherin Indriawati, S.T, M.T
NIP. 19760523 200012 1 003



Kepala Departemen
Teknik Fisika FTI-ITS
Agus Mubanta, S.T., M.Si., Ph.D.
NIP. 19780902 200312 1 002

Halaman ini sengaja dikosongkan

LEMBAR PENGESAHAN
PERANCANGAN *ACTIVE FAULT TOLERANT*
***CONTROL* (AFTC) PADA PLANT EVAPORATOR**
EFEK VAKUM PT. POLYCHEM INDONESIA TBK
DENGAN KESALAHAN SENSOR DAN AKTUATOR



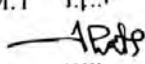

TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
Pada
Bidang Studi Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol
Program Studi S-1 Departemen Teknik Fisika
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :

FEBRIANTO BIMO AMARTO
NRP. 2413 100 047

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

- | | | |
|---|---|---------------|
| 1. Dr. Katherin Indriawati, S.T
M.T |  | Pembimbing |
| 2. Totok Ruki Biyanto, S.T, M.T
Ph.D |  | Ketua Penguji |
| 3. Ir. Matradji, M.Sc |  | Penguji I |
| 4. Hendra Cordova, S.T, M.T |  | Penguji II |

SURABAYA
2017

Halaman ini sengaja dikosongkan

PERANCANGAN *ACTIVE FAULT TOLERANT CONTROL* (AFTC) PADA *PLANT* EVAPORATOR EFEK VAKUM PT. POLYCHEM INDONESIA TBK DENGAN KESALAHAN SENSOR DAN AKTUATOR

Nama Mahasiswa : Febrianto Bimo Amarto
NRP : 2413100047
Departemen : Teknik Fisika
Dosen Pembimbing : Dr. Katherin Indriawati, S.T, M.T

Abstrak

Sebagai bagian akhir dari unit Evaporator Multi Efek (EME), Operasi Evaporator Efek Vakum (EEV) sangat menentukan kualitas produk dan efisiensi dari pabrik petrokimia khususnya pada di PT. Polychem Indonesia Tbk. Sistem kontrol yang bekerja pada EEV harus memiliki performansi dan kehandalan yang tinggi. EEV di modelkan secara numerik dengan menggunakan pendekatan kesetimbangan massa dan energi. Skema *Active Fault Tolerant Control* (AFTC) di terapkan pada EEV agar mampu mengakomodasi kesalahan sensor dan aktuator secara simultan. AFTC terdiri dari deteksi dan diagnosis dengan menggunakan sebuah *observer* dan mekanisme rekonfigurasi sinyal kontrol dengan teknik kompensasi. Dua pasang variabel pengukuran dipakai yaitu level-temperatur dan level-laju aliran guna merancang *observer*. Hasil simulasi menunjukan bahwa kontrol PI untuk variabel level-laju aliran dengan menggunakan AFTC mampu mengkompensasi kesalahan sensor dan aktuator secara simultan dengan performa kontrol *Maximum Overshoot*, *Maximum Undershoot*, *Error Steady State*, *Settling Time* dan *Integral Absolute Error* (IAE) masing-masing sebesar 1.07%, 6.607%, 0%, 1750s dan 19.88

Kata kunci: Evaporator Efek Vakum (EEV), Kesalahan Sensor dan Aktuator, *Active Fault Tolerant Control* (AFTC)

Halaman ini sengaja dikosongkan

**ACTIVE FAULT TOLERANT CONTROL (AFTC)
DESIGN IN VACUUM EFFECT EVAPORATOR PLANT
PT. POLYCHEM INDONESIA TBK WITH SENSOR AND
ACTUATOR FAULT**

Name : Febrianto Bimo Amarto
Student Number : 2413100047
Department : Engineering Physics
Supervisor : Dr. Katherin Indriawati, S.T, M.T

Abstract

As the final part of the Multi Effect Evaporator (MEE) unit, Vacuum Effect Evaporator (VEE) operation will determine product quality and efficiency of the petrochemical plant notably in PT. Polychem Indonesia Tbk. Control systems that work on VEE require high performance and reliability. VEE modeled numerically by using mass and energy equilibrium approach. Active Fault Tolerant Control (AFTC) scheme is applied to VEE in order to accommodate both sensor and actuator faults simultaneously. AFTC consist of detection and diagnosis by using an observer and control signal reconfiguration mechanism with compensation technique. Two pairs of measurement variable are used i.e level-temperature and level-flowrate to design the observer. Simulation results show PI control combined by AFTC using level-flowrate variable is able to compensate sensor and actuator faults simultaneously with control performances result shown by Maximum Overshoot is 1.07%, Maximum Undershoot 6.607%, Steady State Error is 0%, Settling Time is 1750s and Integral absolute error (IAE) is 19.88

Keywords: *Vacuum Effect Evaporator (VEE), Sensor and Actuator Fault , Active Fault Tolerant Control (AFTC)*

Halaman ini sengaja dikosongkan

KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis pantjatkan kehadirat Allah SWT atas limpahan rahmat dan hidayah-Nya serta shalawat dan salam kepada Nabi Muhammad SAW sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir yang berjudul **“Perancangan Active Fault Tolerant Control (AFTC) Pada Plant Evaporator Efek Vakum PT. Polychem Indonesia Tbk dengan Kesalahan Sensor dan Aktuator** Dalam penyusunan laporan tugas akhir ini, tidak terlepas dari semua pihak yang turut membantu baik moril maupun materiil. Untuk itu penulis mengucapkan terima kasih kepada:

1. Bapak Agus Muhmad Hatta, S.T., M.Si., PhD., selaku Kepala Departemen Teknik Fisika ITS
2. Ibu Dr. Katherin Indriawati, S.T., M.T., selaku dosen pembimbing yang selalu sabar memberikan dukungan moril, motivasi, ilmu wawasan dan dukungan dalam pengerjaan tugas akhir ini,
3. Bapak Totok Ruki Biyanto, S.T., M.T., Phd, Bapak Ir. Matradji M.Sc dan Bapak Hendra Cordova, S.T., M.T selaku penguji yang telah memberikan masukan dalam pengerjaan tugas akhir ini.
4. Ibu Ir. Ronny Dwi Noriyati M.Kes selaku dosen wali penulis yang telah memberikan wawasan kehidupan kampus.
5. Segenap jajaran Teknisi PT Polychem Indonesia Bapak Ir. Katub Mekantono, Bapak Anang Suwiatno dan Bapak Taufan Prihadi S.T yang telah membantu dalam proses pengambilan data.
6. Bapak Ir. Katub Mekantono dan Ibu Ir. Mahakam Ratih Puruhita selaku orang tua yang telah memberikan dukungan secara moral, motivasi dan spiritual.
7. Bapak Prof. Sri Agus Sudjarwo drh., M.Sc., Ph.D., dan Ibu Nanik Suwiliyanti selaku wali di Surabaya yang telah memberikan dukungan moral dan motivasi.

8. Segenap pengurus laboratorium Rekayasa Fotonika Departemen Teknik Fisika ITS dan teman-teman angkatan 2013 dan 2014 yang selalu mendukung Penulis.
9. Rofifah Hilyatul Jannah yang selalu mendukung dan memberikan motivasi bagi penulis

Demikian laporan tugas akhir ini dibuat dengan sebaik-baiknya. Semoga laporan ini bermanfaat bagi semua pihak, khususnya untuk kemajuan industri di Indonesia.

Surabaya, 12 Juni 2017
Penulis

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN	vii
ABSTRAK	xi
KATA PENGANTAR	xv
DAFTAR ISI	xvii
DAFTAR GAMBAR	xix
DAFTAR TABEL	xxiii
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Perumusan Masalah	2
1.3 Batasan Masalah	2
1.4 Tujuan Penelitian	3
1.5 Sistematika Laporan	3
BAB II TINJAUAN PUSTAKA	5
2.1 Evaporator Efek Vakum (EEV)	5
2.1.1 Deskripsi Proses EEV	6
2.1.2 Sistem Kontrol Pada EEV	7
2.1.3 Permodelan EEV	8
2.2 Reboiler	14
2.3 Linearisasi Menggunakan Deret Taylor	15
2.4 Kontrol PID dan Metode <i>Trial and Error</i>	16
2.5 <i>Active Fault Tolerant Control (AFTC)</i>	17
2.6 <i>Observer State</i>	19
2.6.1 Penentuan <i>Gain Observer</i>	21
2.7 Rekonfigurasi Kontrol	23
BAB III METODOLOGI PENELITIAN	25
3.1 Pengambilan Data <i>Plant</i>	28
3.2 Permodelan <i>Plant</i> EEV	31
3.3 Permodelan Aktuator Level (LV-522)	38
3.4 Permodelan <i>Transmitter Level</i> (LT-522)	40
3.5 Perancangan Kontrol Proportional Integral (PI)	40

3.6	Perancangan <i>Active Fault Tolerant Control</i> (AFTC)	40
3.6.1	Perancangan <i>Bserver</i> Variabel Pengukuran Level dan Temperatur	41
3.6.2	Perancangan <i>Observer</i> Variabel Pengukuran Level dan Laju Aliran	44
3.6.3	Rekonfigurasi Kontrol	47
3.7	Uji Performansi	47
BAB IV ANALISA DATA DAN PEMBAHASAN		49
4.1	Uji Validasi Evaporator Efek Vakum	51
4.2	Uji <i>Loop</i> Tertutup Pengendalian Level Evaporator Efek Vakuum	51
4.3	Hasil Estimasi <i>Observer</i>	52
4.4	Uji Kesalahan Sensor	55
4.5	Uji Performansi Kesalahan Aktuator	61
4.6	Uji Performansi Kesalahan Sensor dan Aktuator	66
4.7	Uji <i>Tracking</i> Kesalahan Sensor dan Aktuator	69
4.8	Uji <i>Noise</i> Kesalahan Sensor dan Aktuator	72
BAB V KESIMPULAN DAN SARAN		75
5.1	Kesimpulan	75
5.2	Saran	76
DAFTAR PUSTAKA		77
LAMPIRAN A		79
LAMPIRAN B		81
LAMPIRAN C		83
LAMPIRAN D		91
LAMPIRAN E		95
LAMPIRAN F		97
LAMPIRAN G		101
LAMPIRAN H		103
BIODATA PENULIS		105

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	Evaporator Efek Vakum PT. Polychem Indonesia Tbk.	5
Gambar 2.2	Proses dari Evaporator Efek Vakum	6
Gambar 2.3	Skema Model Matematis dari Kolom Distilasi	12
Gambar 2.4	Skema Evaluasi Aliran yang Melewati Nampan Kolom Distilasi	12
Gambar 2.5	<i>Reboiler Thermoshypon</i> yang Terpasang pada Tower	14
Gambar 2.6	Kontrol PID dari <i>Plant</i>	17
Gambar 2.7	Struktur Umum <i>Active Fault Tolerant Control</i>	18
Gambar 2.8	<i>Observer state</i>	22
Gambar 2.9	Skema Rekonfigurasi Kontrol	24
Gambar 3.1	Diagram Alir Tugas Akhir	26
Gambar 3.2	Skema Proses Evaporator Efek Vakum PT. Polychem Indonesia Tbk.	30
Gambar 3.3	Diagram Sistem Pengendalian Level <i>Loop</i> Tertutup	40
Gambar 3.4	Skema Rekonfigurasi Kontrol pada Evaporator Efek Vakum	47
Gambar 4.1	Uji Validasi Perbandingan Hasil <i>Plant</i> Lapangan Data Proses dan Hasil Simulasi Level	50
Gambar 4.2	Uji Validasi Perbandingan Hasil <i>Plant</i> Lapangan Data Proses dan Hasil Simulasi Temperatur	50
Gambar 4.3	Respon Sistem Pengendalian Level <i>Loop</i> Tertutup	
Gambar 4.4	Respon Temperatur dari Sistem Pengendalian Level	52
Gambar 4.5	Hasil Estimasi <i>State Observer</i> dengan Variabel Pengukuran Level dan	

	Temperatur	53
Gambar 4.6	Hasil Estimasi <i>State Observer</i> dengan Variabel Pengukuran Level dan Laju Aliran	53
Gambar 4.7	Hasil Perbandingan Kesalahan Aktual dengan Kesalahan Estimasi Aktuator dan Sensor Pada Variabel pengukuran Level-Temperatur	54
Gambar 4.8	Hasil Perbandingan Kesalahan Aktual dengan Kesalahan Estimasi Aktuator dan Sensor Pada Variabel pengukuran Level-Laju Aliran	54
Gambar 4.9	Respon Pengendalian Level dengan Kesalahan Bias +0,5% dan Sensitivitas 95,7%	59
Gambar 4.10	Respon Pengendalian Level dengan Kesalahan Bias +0,5% dan Sensitivitas 94,8%.	58
Gambar 4.11	Respon Pengendalian Level dengan Kesalahan Bias +0,5% dan Sensitivitas 92,7%	59
Gambar 4.12	Respon Pengendalian Level dengan Kesalahan Bias +0,5% dan Sensitivitas 95,8%	60
Gambar 4.13	(a) Tampilan Normal Respon Pengendalian Level dengan Kebocoran 10% (b) Tampilan Perbesaran Respon Pengendalian Level dengan Kebocoran 10%	61
Gambar 4.14	(a) Tampilan Normal Respon Pengendalian Level dengan Kebocoran 10% (b) Tampilan Perbesaran Respon Pengendalian Level dengan Kebocoran 10%	62
Gambar 4.15	(a) Tampilan Normal Respon	

	Pengendalian Level dengan Kebocoran 10% (b) Tampilan Perbesaran Respon Pengendalian Level dengan Kebocoran 10%	63
Gambar 4.16	(a) Tampilan Normal Respon Pengendalian Level dengan Kebocoran 10% (b) Tampilan Perbesaran Respon Pengendalian Level dengan Kebocoran 10%	64
Gambar 4.17	Respon Pengendalian Level dengan Sensitivitas 92,7%, Bias +0,5% dan Kebocoran 10%	67
Gambar 4.18	Respon Pengendalian Level dengan Sensitivitas 92,7%, Bias +0,5% dan Kebocoran 20%	68
Gambar 4.19	Respon Tracking Pengendalian Level dengan Sensitivitas 92,7%, Bias +0,5% dan Kebocoran 10%	70
Gambar 4.20	Perbesaran Respon Tracking Setpoint Pengendalian Level dengan Sensitivitas 92,7%, Bias +0,5% dan Kebocoran 10%	70
Gambar 4.21	Respon Uji <i>Noise</i> Pengendalian Level dengan Sensitivitas 92,7%, Bias +0,5% dan Kebocoran 10%	73

Halaman ini Sengaja di Kosongkan

DAFTAR TABEL

Tabel 3.1	Neraca Massa Pada Evaporator Efek Vakum	27
Tabel 3.2	Parameter Permodelan Masukan <i>Reflux</i> dari <i>Hotwell F-536</i> (F2)	28
Tabel 3.3	Parameter Permodelan Masukan <i>Feed</i> dari <i>Splitter Column T-630</i> (F3)	28
Tabel 3.4	Parameter Permodelan Masukan <i>Liquid</i> dari <i>Bottom Fifth Multieffect Evaporator T-535</i> (F1)	29
Tabel 3.5	Parameter Permodelan Keluaran <i>Vapor</i> dari <i>Head Fifth Multieffect Evaporator T-535</i> (V)	29
Tabel 3.6	Parameter Permodelan Keluaran <i>Bottom Product to Drying Column T-610</i>	29
Tabel 3.7	Parameter Permodelan Kestimbangan Massa Evaporator Efek Vakum	31
Tabel 3.8	Parameter Permodelan Nampan Evaporator Efek Vakum	33
Tabel 3.9	Resume <i>Inlet</i> Neraca Energi EEV	35
Tabel 3.10	Resume <i>Outlet</i> Neraca Energi EEV	36
Tabel 4.1	Hasil Uji Validasi Level dari Simulasi	49
Tabel 4.2	Hasil Uji Validasi Temperatur dari Simulasi	49
Tabel 4.3	Parameter Performansi dengan Kesalahan Bias +0,5% dan Sensitivitas 95,7%	57
Tabel 4.4	Parameter Performansi dengan Kesalahan Bias +0,5% dan Sensitivitas 94,8%	58
Tabel 4.5	Parameter Performansi dengan Kesalahan Bias +0,5% dan Sensitivitas 92,7%	59
Tabel 4.6	Parameter Performansi dengan Kesalahan Bias +0,5% dan Sensitivitas 95,8%	60
Tabel 4.7	Parameter Performansi dengan Kebocoran 10%	62

Tabel 4.8	Parameter Performansi dengan Kebocoran 20%	63
Tabel 4.9	Parameter Performansi dengan Kebocoran 30%	64
Tabel 4.10	Parameter Performansi dengan Kebocoran 40%	65
Tabel 4.11	Parameter Performansi dengan dengan Sensitivitas 92,7%, Bias +0,5% dan Kebocoran 10%	66
Tabel 4.12	Parameter Performansi dengan dengan Sensitivitas 92,7%, Bias +0,5% dan Kebocoran 20%	67
Tabel 4.13	Parameter Performansi dengan Tracking Setpoint 0,28 Sensitivitas 92,7%, Bias +0,5% dan Kebocoran 10%	71
Tabel 4.14	Parameter Performansi dengan Tracking Setpoint 0,3 Sensitivitas 92,7%, Bias +0,5% dan Kebocoran 10%	71
Tabel 4.15	Parameter Performansi dengan Tracking Setpoint 0,26 Sensitivitas 92,7%, Bias +0,5% dan Kebocoran 10%	71
Tabel 4.16	Parameter Performansi dengan Tracking Setpoint 0,26 Sensitivitas 92,7%, Bias +0,5% dan Kebocoran 10%	71

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

PT. Polychem Indonesia Tbk merupakan satu-satunya pabrik yang bergerak dalam bidang industri kimia di Indonesia yang menghasilkan Etilen Glikol dan *Ethoxylate* (Anonim, 2006). Produk utama yang dihasilkan oleh PT. Polychem Indonesia Tbk yaitu *Monoethylene Glycol* (MEG), *Diethylene Glycol* (DEG), *Triethylene Glycol* (TEG) dan *Ethoxylate*, sedangkan produk samping berupa *Polyethylene Glycol* (PEG), PT. Polychem Indonesia Tbk sendiri merupakan salah satu dari industri yang memiliki alat-alat proses yang terintegrasi (Anonim, 1998). Pengoptimalan alat proses akan menjadi sangat penting karena sangat berpengaruh terhadap biaya dan kapasitas produksi

Salah satu unit proses dari PT. Polychem Indonesia Tbk adalah unit *Ethylene Glycol Formation* di area 500 Plant II, plant tersebut terdiri atas Evaporator Multi Efek (EME) dan Evaporator Efek Vakum (EEV). EME dan EEV saling berintegrasi, Evaporator tersisih menjadi beberapa tahap yang setiap tahapnya terjadi penurunan tekanan yang tujuannya menurunkan titik didih air (Anonim, 1998). Di dalam EEV, kemurnian produk berupa MEG diharapkan sebesar 90%. Kerja dari EEV akan dipengaruhi oleh temperatur dan level untuk menjaga kemurnian produk. Tinggi dan rendahnya level akan berpengaruh pada besar kecilnya temperatur, maka dari itu sistem ini dilengkapi dengan sistem pengendalian level. Temperatur kerja pada dasar kolom dijaga titik didih Etilen Glikol 197.6 °C (Anonim, 1998). Level dipertahankan diantara *Low Water Level* dan *Normal Water Level* atau sekitar 280 mm.

Permasalahan yang muncul pada sistem EEV akan sangat berdampak pada hasil produksi dari *Ethylene Glycol*. Berdasarkan data *maintenance* yang diambil dari dokumen kalibrasi *level transmitter* tercatat sudah delapan kali kalibrasi dilakukan dalam jangka waktu 16 bulan dan tercatat dua kali kebocoran terjadi dan bukaan *control valve* yang mengalami masalah yang terletak

dibagian *Body V/V* (Anonim, 2017). Fluida MEG adalah fluida yang bersifat korosif. Kondisi korosif pada fluida akan menyebabkan *Valve stiction*, Menurut ANSI (American National standard Institute) dan ISA (*International Standard Automation*), definisi dari *valve stiction* adalah hambatan gerakan, biasanya terukur sebagai perbedaan antara pergerakan *valve* yang diminta untuk mengatasi gesekan statis pada *up-sale* dan *down-scale*. Hal ini akan berdampak proses yang non-linier. Kalibrasi dilakukan karena pembacaan indikasi yang kurang tepat yang dilihat dari sistem kontrol terdistribusi (DCS). Dampak dari ketidaksesuaian pembacaan indikasi tersebut adalah gangguan pada suplai produk dari EME menuju *Reboiler Efek Vakum* (REV) yang nanti akan disuplai lagi menuju EEV, maka dari itu untuk meningkatkan performansi dan kebutuhan *safety* dibutuhkan sistem kontrol yang mampu menoleransi kesalahan komponen ini.

Sistem pengendali yang mampu menoleransi kesalahan secara otomatis agar mampu menoleransi kesalahan dikenal dengan *Fault Tolerant Control System* (FTCS). Sistem ini terdiri dari dua tipe yaitu *Active Fault Tolerant Control* (AFTC) bekerja dengan mengkonfigurasi ulang aksi kontrolnya ketika terjadi kesalahan komponen sistem sedangkan *Passive Fault Tolerant Control* (PFTC) didesain untuk kontrol yang *robust* terhadap kesalahan komponen sistem yang telah diestimasi batas toleransi kesalahannya (Zhang & Jin, 2008). Sebelumnya telah dilakukan penelitian oleh Indriwati, dkk yang berhasil merancang AFTC untuk sistem yang non-linier dengan kesalahan pada aktuator dan sensor yang di aplikasikan pada sistem motor DC (Katherin, 2015). Oleh karena itu pada tugas akhir ini akan dilakukan perancangan AFTC pada Evaporator Efek Vakum pada PT Polychem Indonesia Tbk dengan kesalahan aktuator dan sensor.

1.2 Perumusan Masalah

Berdasarkan latar belakang diatas, maka permasalahan yang terdapat pada tugas akhir ini adalah:

- a. Bagaimana merancang *observer* pada *Plant* Evaporator Efek Vakum PT Polychem Indonesia Tbk dengan kesalahan sensor dan aktuator pada sistem pengendalian level ?

- b. Bagaimana melakukan kompensasi kesalahan pada sistem pengendalian level untuk Evaporator Efek Vakum PT Polychem Indonesia Tbk ?

1.3 Tujuan

Tujuan dari tugas akhir ini adalah merancang sistem AFTC pada sistem pengendalian level untuk Evaporator Efek Vakum (EEV) PT. Polychem Indonesia Tbk.

1.4 Batasan Masalah

Batasan masalah dalam tugas akhir ini antara lain:

- a. Kesalahan aktuator yang ditinjau adalah kesalahan bukaan *level control valve* yang menyebabkan reduksi nilai laju aliran produk bawah Evaporator Multi Efek-5.
- b. Kesalahan sensor yang ditinjau adalah ketidaksesuaian pembacaan (*bias*) pada sensor level.
- c. Pemodelan *plant* hanya meninjau satu proses di bagian dasar Evaporator Efek Vakum (EEV).
- d. Validasi model *plant* dilakukan dengan menggunakan data proses pada tanggal 1-3 Januari 2017, selama selang 1x24 Jam
- e. Kontroller yang terpasang pada *plant* EEV yaitu pengendali PI

1.5 Sistematika Laporan

Sistematika laporan yang digunakan dalam penyusunan laporan tugas akhir ini adalah sebagai berikut:

BAB I PENDAHULUAN

Berisi tentang latar belakang, perumusan masalah, batasan masalah, tujuan penelitian, dan sistematika laporan.

BAB II DASAR TEORI

Berisi tentang pengertian dan proses Evaporator Efek Vakum, sistem kontrol pada Evaporator Efek Vakum, AFTC dan perancangannya.

BAB III METODOLOGI

Berisi tentang langkah-langkah perancangan kontrol PI dan AFTC dengan simulasi pada perangkat lunak *MATLAB R2013a*.

BAB IV ANALISA DATA DAN SARAN

Berisi tentang analisis hasil perancangan *active fault tolerant control* dibandingkan dengan hasil perancangan kontrol.

BAB V KESIMPULAN DAN SARAN

Berisi tentang kesimpulan hasil yang didapatkan setelah dilakukan perancangan AFTC dan saran.

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Evaporator Efek Vakum (EEV)

Evaporator adalah salah satu alat pemisah komponen dan fraksi yang banyak ditemui di pabrik jenis petrokimia, proses utama didalam evaporator adalah evaporasi, proses tersebut dilakukan dengan menggunakan *vapor* yang dibangkitkan di setiap Evaporator Efek Pertama sebagai sumber energi pada Evaporator Efek Selanjutnya yang berdampingan (Liptak, 2006).

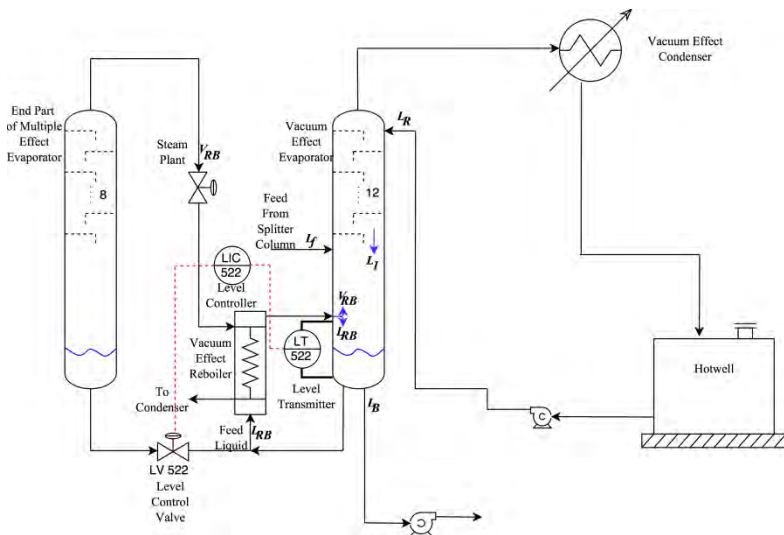
Di dalam Evaporator terjadi fenomena yaitu *Boiling Point Size*, fenomena ini menunjukkan bahwa perbedaan antara titik didih pada komposisi *liquid* produk dan titik didih dari air murni pada tekanan yang sama.



Gambar 2.1 Evaporator Efek Vakum PT Polychem Indonesia Tbk.

2.1.1 Deskripsi Proses EEV

Air dan MEG, dipisahkan berdasarkan titik didih air dengan suhu 96°C , sumber panas berasal dari *Reboiler Efek Vakum* (REV). Dalam sistem ini terdapat dua buah umpan yang masuk kedalam EEV. Terdapat dua jenis umpan yang masuk pada EEV, umpan pertama berasal dari residual *Splitter Column* yang merupakan lanjutan dari EEV pada proses petrokimia, dengan komposisi MEG 100% murni dengan fraksi *Liquid*, sedangkan umpan kedua masuk melalui EME dan dilewatkan REV bersama *steam*. Selain itu terdapat *Reflux* yang masuk melewati 12 nampun dalam EEV yang berasal dari *Hotwell*. Proses ini hampir sama seperti kolom distilasi biner, perbedaanya terletak pada jumlah umpan dan kedua umpan yang masuk tidak melewati nampun. Keseluruhan proses ini dijelaskan pada gambar 2.2



Gambar 2.2 Proses dari Evaporator Efek Vakum(liptak, 2006)

2.1.2 Sistem Kontrol Pada EEV

Sistem pengendalian level pada EEV PT Polychem Indonesia Tbk menjaga level sebagai variabel proses dengan algoritma kontroler PI. Untuk mengendalikan level air didalam evaporator maka digunakan laju aliran dasar dari EME yang ke-5 yang mana laju alirannya akan masuk menuju REV seperti yang ditunjukkan pada gambar 2.2 (Anonim, 1998). Besar kecilnya bukaan *control valve* akan ditentukan oleh perbandingan informasi yang didapat melalui *level transmitter*. Kondisi level diharuskan stabil dan berada dibatas antara *Low Water Level* dan *Normally Water Level*.

Peningkatan dan penurunan *level* yang sangat cepat akan sangat berpengaruh pada kenaikan dan penurunan temperatur, sehingga akan mempengaruhi kualitas produk yang dihasilkan mengingat produk dimurnikan dengan manipulasi titik didih (Anonim, 1998). Adanya penurunan dan peningkatan temperatur secara berlebih pada dasar EEV maka diberikan suatu pengendalian temperatur dengan konfigurasi *cascade* terhadap laju aliran keluar dari dasar EEV (Anonim, 1998), sekaligus bertindak sebagai variabel manipulasinya. Jika temperatur cairan dasar EEV akan tinggi maka pengendali temperatur akan mengakomodasi sinyal untuk memperkecil bukaan aktuator *control valve* pada aliran yang keluar menuju *drying column* dan berlaku sebaliknya untuk temperatur yang rendah.

Tekanan di dalam evaporator harus dijaga pada tekanan 138 mmHg di bagian atas evaporator dengan memanipulasi ke variabel laju dari gas *low pressure* Nitrogen (N_2) yang masuk didalam evaporator. Gas nitrogen sendiri digunakan untuk menurunkan tekanan di bagian tengah dari evaporator yang memiliki nilai kurang lebih 195 mmHg (Anonim, 1998). Jika tekanan terlalu tinggi di bagian atas evaporator maka *control valve* akan membuka menyuntikan gas nitrogen, yang merupakan jenis gas *inert* yang dipakai pada evaporator. Gas tersebut akan

bereaksi dengan gas yang ada di dalam evaporator untuk mengurangi tekanan evaporator.

2.1.3 Permodelan EEV

Di dalam EEV terjadi kesetimbangan massa, yaitu massa yang masuk berupa campuran *feed water* dan *feed glycol, reflux* berupa *feed water* dan aliran saturasi dari *reboiler efek vakum*, sedangkan massa yang keluar berupa uap dan cairan *crude glycol* masing-masing dibagian atas dan bawah evaporator. Energi yang tersimpan didalam uap dan air akan terlepas atau diserap dengan cepat ketika terjadi perubahan tekanan sehingga untuk memodelkan dinamika proses pada EEV menggunakan hukum kesetimbangan massa dan hukum kesetimbangan energi.

Karena terdapat naman yang terdapat didalam EEV, permodelan EEV mengacu pada model kolom distilasi, Permodelan matematis pada dasar dari kolom distilasi mengacu pada gabungan model yang diturunkan oleh (Luyben, 1992) dan (Iptak, 2006) direpresentasikan pada persamaan (2.1) untuk kesetimbangan massa dan persamaan (2.2) untuk kesetimbangan energy. Beberapa asumsi sebagai berikut (Luyben, 1992) dan (Kam, 2002):

- Fraksi *feed* berupa cairan
- Densitas dan kapasitas panas spesifik di semua proses konstan
- Kalor laten vaporisasi konstan
- Elevasi *Boiling Point Size* pada liquid di dalam evaporator tetap
- Rugi panas diabaikan
- Effesiensi naman 100%
- Proses pencampuran sempurna
- Uap tertahan ke atas diabaikan
- *Relative Volatility* konstan

Kesetimbangan massa :

$$\frac{dM_B}{dt} = L_1 + L_f + L_{RB} - V_{RB} - L_B \quad (2.1)$$

Kesetimbangan Energi :

$$\frac{dM_B h_B}{dt} = L_1 h_1 + L_f h_f + L_{RB} h_{RB} - V_{RB} H_{RB} - L_B h_B + Q_{Reboiler} \quad (2.2)$$

Dengan :

M_B	= Massa pada dasar evaporator	(kg)
L_1	= Laju dari nampian pertama	(kg/s)
L_f	= Laju <i>Feed</i> dari <i>Splitter Column</i>	(kg/s)
L_B	= Laju pada dasar evaporator	(kg/s)
L_{RB}	= Laju saturasi <i>liquid</i> dari <i>Reboiler</i>	(kg/s)
V_{RB}	= Laju saturasi <i>vapor</i> dari <i>Reboiler</i>	(kg/s)
h_f	= <i>Enthalpy Feed</i>	(kJ/kg)
H_B	= <i>Enthalpy Reboiler</i>	(kJ/kg)
h_B	= <i>Enthalpy</i> cairan dasar evaporator	(kJ/kg)
Q_B	=Beban <i>Reboiler</i>	(kJ/kg)

Luyben (1985) membuat rancangan skema dari model matematis sistem kolom distilasi ditunjukkan pada gambar 2.3 dan pada literatur ini (Luyben, 1985) telah diturunkan persamaan pada domain *laplace* (s) dan juga menjelaskan langkah detail penurunan dari model nampian pada kolom distilasi. Persamaan ini merujuk pada kontrol permukaan dasar kolom dengan memanipulasi laju aliran *feed liquid*.

$$W_B = \frac{w_1(s) - w_v(s) - w_b(s)}{s} \quad (2.3)$$

Dengan :

w_1 = Laju aliran massa fraksi cair dari nampian pertama (m^3/s)

- w_v = Laju massa uap yang keluar dari kolom (kg/s)
 w_B = Laju massa aliran dasar kolom yang keluar (m^3/s)
 W_B = Persediaan cairan didasar kolom (kg)
 s = Variabel transformasi *laplace*

$$W_B = \frac{H_B}{\rho_B A_B} \quad (2.4)$$

Dengan :

- ρ_B = Densitas pada cairan dasar kolom (kg/m^3)
 A_B = Luas penampang area dari dasar kolom (m^2)
 H_B = *Level* cairan didasar kolom (m)

Jika *reboiler* dipanasi oleh uap maka :

$$w_v(s) = \frac{\lambda_{ST}}{\lambda_{PB}} w_s(s) \quad (2.5)$$

Dengan :

- λ_{ST} = Panas laten dari uap (kJ/kg)
 λ_{PB} = Panas laren dari fluida yang diproses pada dasar kolom (kJ/kg)
 $w_s(s)$ = Laju fraksi uap (kg/s)

Biasanya perubahan aliran uap yang disebarkan sampai kolom sangat cepat. Oleh karena itu tidak ada kesalahan yang berarti dan dapat diasumsikan bahwa uap muncul seketika diatas kolom. Laju aliran *reflux* dan *feed* melewati beberapa nampun dari kolom distilasi, nampun tersebut dimodelkan dengan persamaan yang diturunkan oleh (van winkle, 1967). Persamaan tersebut diturunkan pada persamaan (2.4) sampai persamaan (2.8) dan skema evaluasi dari aliran yang melewati nampun ditunjukkan pada gambar 2.6.

$$w_1(s) = e^{-n\tau_{TR} s} w_f(s) \quad (2.6)$$

Dengan :

n = Jumlah nampan pada kolom

τ_{TR} = Waktu konstan orde pertama pada setiap lag hidraulik nampan (s)

w_f = Laju aliran *reflux* (m^3/s)

$$\tau_{TR} = \frac{\rho_{TR}(A_{TR} + A_{DC}) + \frac{3 \bar{w}_n}{2 \bar{H}_{ow}} \tau_{DC}}{\frac{3 \bar{w}_n}{2 \bar{H}_{ow}}} \quad (2.7)$$

Dengan:

A_{DC} = Luas area pada *downcomer* yang diasumsikan seragam (m^2)

A_{TR} = Luas area nampan aktif tempat terjadinya bual (kg/s)

ρ_{TR} = Densitas cairan pada nampan aktif (kg/m^3)

\bar{w}_n = Laju luapan pada nampan (diasumsikan laju *reflux* yang baru masuk) (m^3/s)

\bar{H}_{ow} = Tinggi luapan dari area nampan aktif (m)

τ_{DC} = Waktu konstan dari *downcomer* (s)

$$\tau_{DC} = \frac{\frac{g_c A_{DC}}{g_l}}{\frac{\partial w_{DC}}{\partial \Delta P_{DC}}} = \frac{\frac{g_c A_{DC}}{g_l}}{\frac{1}{2} \Delta P_{DC}^{-0.5} \times A_{DC} \times 4.456 \sqrt{\rho_{DC} \frac{g_c}{g_l}}} \quad (2.8)$$

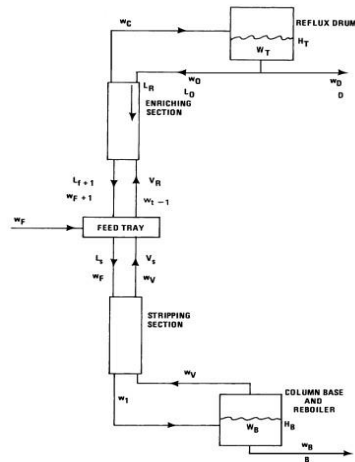
Dengan:

g_c = gaya gravitasi umum (m^2/s)

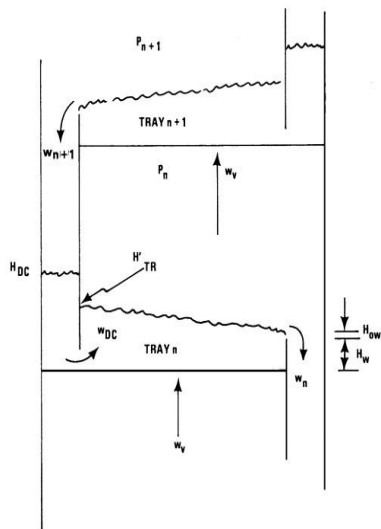
g_l = gaya gravitasi dalam kolom (m^2/s)

ΔP_{DC} = Penurunan tekanan didalam kolom (N/m^2)

ρ_{DC} = densitas dari fluida *downcomer* (kg/m^3)



Gambar 2.3 Skema Model Matematis dari Kolom Distilasi(Luyben, 1985).



Gambar 2.4 Skema Evaluasi Aliran yang Melewati Nampang Kolom Distilasi(Luyben, 1985).

Pada literatur yang berbeda (Luyben, 1996) memodelkan model dinamik kolom distilasi melalui kesetimbangan energi pada kondisi *steady state*. Kondisi ini menggunakan beberapa asumsi yaitu mengasumsikan tekanan operasi konstan dan fasa cairan dan uap diasumsikan setimbang. Model dinamik akan diturunkan dengan cara mengabaikan fasa uap. Uap diasumsikan selalu setimbang dengan fasa cairan. Konservasi energi hanya menggunakan fasa cair distilasi pada persamaan (2.12) - (2.14).

Total Kontinuitas :

$$\frac{d(V_L \rho_L)}{dt} = \rho_o F_o - \rho_v F_v - \rho_L F_L \quad (2.12)$$

Kesetimbangan energi :

$$\frac{d(V_L \rho_L h)}{dt} = \rho_o F_o h_o - \rho_v F_v H - \rho_L F_L h \quad (2.13)$$

$$\frac{d(V_L \rho_L C_{pL}(T_L - T_{ref}))}{dt} = \rho_o F_o C_{p_o}(T_o - T_{ref}) - \rho_v F_v C_{p_v}(T_v - T_{ref}) - \rho_L F_L C_{p_L}(T_L - T_{ref}) \quad (2.14)$$

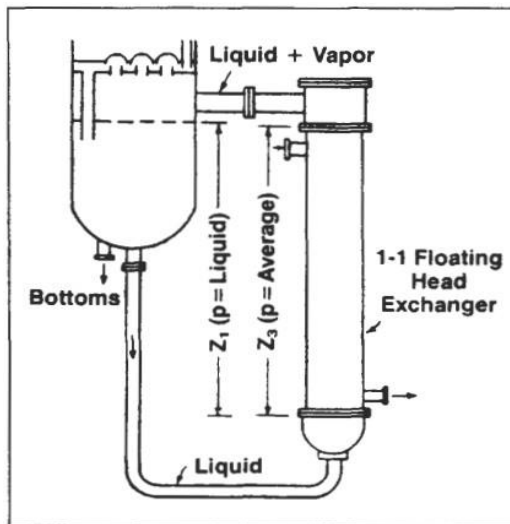
Dengan:

ρ_o	= Densitas cairan <i>feed</i>	(kg/m^3)
F_o	= Laju cairan <i>feed</i>	(m^3/s)
h_o	= <i>Enthalpy</i> cairan <i>feed</i>	(kJ/kg)
C_{p_o}	= Koefisien perpindahan panas fase cairan <i>feed</i>	$(kJ/kg \cdot ^\circ C)$
T_o	= Temperatur cairan <i>feed</i>	$(^\circ C)$
ρ_v	= Densitas fasa uap	(kg/m^3)
F_v	= Laju fasa uap	(kg/s)
H	= <i>Enthalpy</i> fasa uap	(kJ/kg)
C_{p_v}	= Koefisien perpindahan panas fase uap	$(kJ/kg \cdot ^\circ C)$
T_v	= Temperatur fasa uap	$(^\circ C)$
ρ_L	= Densitas cairan produk	(kg/m^3)

F_L	= Laju produk yang keluar	(m^3/s)
h_L	= <i>Enthalpy</i> cairan produk	(kJ/kg)
Cp_L	= Koefisien perpindahan panas fase cairan produk	$(kJ/kg \cdot ^\circ C)$
T_L	= Temperatur cairan produk	$(^\circ C)$
T_{Ref}	= Temperatur jaket	$(^\circ C)$

2.2 Reboiler

Reboiler adalah suatu perlengkapan dari kolom distilasi yang digunakan untuk mensuplai perpindahan panas, dimana *reboiler* akan memanaskan cairan sirkulasi dari bagian dasar kolom distilasi (Branan, 1994).



Gambar 2.5 *Reboiler Thermoshypon* yang Terpasang pada Tower (Branan, 1994).

Reboiler juga digunakan untuk menguapkan cairan yang masuk sehingga uap yang dihasilkan masuk kembali dan naik bersama cairan sirkulasi dalam kondisi *saturated*. Berdasarkan

GPSA Engineering Data Book (Branan, 1994) *Reboiler* memiliki beberapa jenis. Jenis reboiler yang paling umum antara lain :

- *Forced Circulation*
- *Natural Circulation*
- *Vertical thermoshyphon*
- *Horizontal thermosyphon*
- *Flooded bundle (kettle)*

Reboiler yang digunakan pada EEV adalah jenis *vertical thermoshyphon* dimana pada *Reboiler* jenis ini tidak memiliki banyak siklus penguapan, Faktanya fluida yang keluar akan di dominasi oleh fluida cair dengan perbandingan 4:1 untuk *liquid* dan uap rasio ini dapat berjalan lebih besar hingga 10:1 (Branan, 1994).

2.3 Linearisasi Menggunakan Deret Taylor

Masalah yang dijumpai dalam kehidupan sehari-hari dapat dimodelkan dalam bentuk model matematika. Namun sebagian besar model matematika yang muncul berbentuk non-linear. Untuk mendapatkan solusi masalah yang berbentuk sistem non-linear tidaklah mudah. Linearisasi dilakukan untuk mendapatkan sistem linear dari sistem non-linear.

Salah satu metode yang digunakan untuk linearisasi adalah deret taylor. Misalkan $f(x)$ adalah fungsi dengan variabel tunggal x dan \bar{x} adalah titik ketika $f(\bar{x})$ bernilai nol dalam kasus ini \bar{x} disebut sebagai titik setimbang, dimana $\dot{x} = 0$ dan $x = \bar{x}$. Kemudian deret taylor yang digunakan adalah

$$f(x) = f(\bar{x}) - \left. \frac{\partial f}{\partial x} \right|_{x=\bar{x}} (x - \bar{x}) - \frac{1}{2!} \left. \frac{\partial^2 f}{\partial x^2} \right|_{x=\bar{x}} (x - \bar{x})^2 - \frac{1}{n!} \left. \frac{\partial^n f}{\partial x^n} \right|_{x=\bar{x}} (x - \bar{x})^n \quad (2.15)$$

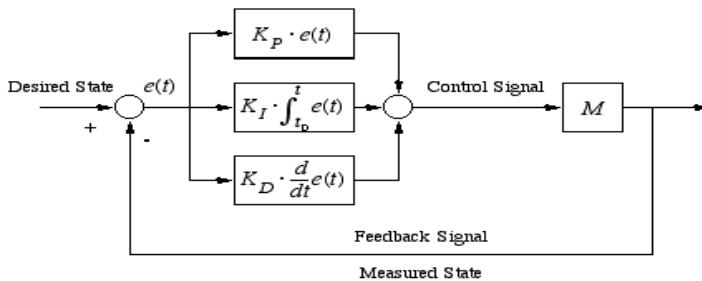
Persamaan 2.15 dapat dinyatakan kedalam persamaan 2.16

$$f(x) = f(\bar{x}) - \left. \frac{\partial f}{\partial x} \right|_{x=\bar{x}} (x - \bar{x}) - \text{orde lebih tinggi} \quad (2.16)$$

2.4 Kontrol PID dan Metode *Trial and Error*

Kontrol PID merupakan algoritma kontrol untuk menghitung besarnya koreksi yang diperlukan dalam suatu kontroler atau alat pengendali untuk mengendalikan sebuah proses. Kontrol *proportional* digunakan sebagai penguat atau pembesar sinyal sehingga dapat mencapai *set point* atau hasil yang diinginkan. Kontrol ini selalu menghasilkan *error* (*input control unit*) untuk menghasilkan sinyal yang keluar dari kontroler (*output control unit*). Oleh karena itu, kekurangan dari kontrol *proportional* yang selalu meninggalkan *offset* diperbaiki oleh kontrol *integral* untuk menghilangkan *offset* tersebut. Akan tetapi kemampuan kontrol ini untuk menghilangkan *offset* tidak disertai dengan kemampuan respon secara cepat, sehingga menjadi kian nyata kalau kontrol tersebut digunakan untuk elemen proses temperatur. Upaya memperbaiki respon didapatkan dengan menggunakan kontrol *derivative* (Ogata, 2006).

Suatu sistem pengendalian terdapat proses *tuning* atau penyetelan alat agar didapatkan sistem dengan hasil respon yang stabil. Berbagai macam metode *tuning* telah ditemukan. Salah satunya adalah metode *trial and error*. Metode ini secara harfiah dapat disamakan dengan dengan istilah coba-coba, tetapi kata *trial and error* disini mengandung pengertian coba-coba yang didukung dengan pengetahuan yang pasti. Misalnya, seseorang memang mencoba-coba menurunkan kontrol *proportional* untuk mempercepat reaksi, tetapi orang tersebut harus tau benar bahwa kontrol *proportional* cukup diturunkan dari 125% menjadi 100%, tidak dari 125% menjadi 25% (Ogata, 2006). Artinya, metode *trial and error* ini dapat dikatakan metode coba-coba yang didukung dengan pengetahuan dari seseorang akan akibat yang terjadi jika parameter diturunkan secara drastis.



Gambar 2.6 Kontrol PID dari *Plant* (Ogata,2006) .

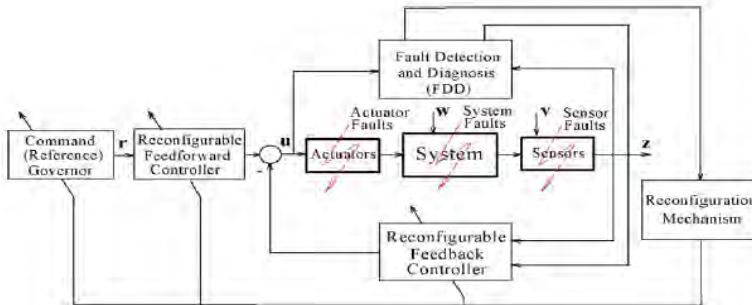
2.5 Active Fault Tolerant Control

Fault Tolerant Control adalah kontrol sistem yang mampu mentoleransi kegagalan dalam sistem untuk meningkatkan keandalan dan kinerja yang dari suatu sistem. Kontrol sistem ini sering disebut dengan *Fault Tolerant Control System* (FTCS). FTCS dapat diklasifikasikan pada dua tipe, yaitu *Passive Fault Tolerant Control System* (PFTCS) dan *Active Fault Tolerant Control System* (AFTCS). PFTCS dirancang untuk mempertahankan sistem dari kegagalan yang terjadi. Sedangkan AFTCS bereaksi terhadap kegagalan komponen dengan merekonfigurasi aksi kontrol sehingga kestabilan dan kinerja pada sistem dapat dijaga. AFTCS dapat juga disebut *Fault Detection and Identification (Diagnosis)*. Tujuan utama dari FTCS adalah merancang kontroller dengan struktur yang cocok untuk mencapai kestabilan. Tidak hanya ketika kontrol komponen berfungsi secara normal tetapi juga ketika terjadi kegagalan pada komponen yang lain (Noura, 2009).

Menurut (Zhang & Jiang, 2008), *active fault tolerant control* terdiri atas empat sub sistem, yaitu:

- *Reconfigurable Controller* (RC)
- *Fault Detection Diagnosis* (FDD) *Scheme*

- Mekanisme RC
- *Command Reference Actuator*.



Gambar 2.7 Struktur Umum *Active Fault Tolerant Control* (Noura, 2009)

FDD dan RC pada keseluruhan struktur sistem adalah perbedaan utama dari *active fault tolerant control* dibandingkan dengan *passive fault tolerant control*. Tahapan dalam perancangan *active fault tolerant control* adalah sebagai berikut (Noura, 2009) :

- merancang kontroller yang dapat direkonfigurasi,
- dilakukan perancangan *observer* untuk mengestimasi kesalahan aktuator dan/atau sensor
- merancang skema FDD dengan sensitivitas yang tinggi terhadap kegagalan dan *robust* terhadap ketidakpastian model, kondisi operasi yang variatif serta gangguan eksternal, FDD digunakan untuk mengetahui besarnya kesalahan yang terjadi pada sistem tersebut
- merancang mekanisme rekonfigurasi yang sebisa mungkin mampu memulihkan performansi sistem setelah terjadi kesalahan meskipun terdapat ketidakpastian dan *delay time* pada *fault detection*.

Struktur umum dari *active fault tolerant control system* dapat dilihat pada Gambar 2.7.

2.6 Observer State

Observer adalah suatu algoritma yang digunakan untuk mengestimasi keadaan (*state*) sistem berdasarkan model matematis sistem, Selain itu observer juga digunakan untuk mengestimasi kesalahan yang terjadi pada sistem observer merepresentasikan model matematis sistem dalam persamaan ruang keadaan sistem yaitu pada persamaan (2.17) dan (2.18) (Ogata, 2006)

$$\dot{x}(t) = Ax(t) + Bu(t) \quad (2.17)$$

$$y(t) = Cx(t) + Du(t) \quad (2.18)$$

Dengan :

A = matriks pada keadaan yang merepresentasikan fungsi alih *plant*

B = matriks nilai masukan

C = matriks hasil pengukuran

D = matriks nilai keluaran

x = vektor keadaan (*state*)

u = vector nilai keluaran/nilai masukan

Model matematis *observer* sama seperti model matematis pada sistem sehingga *observer* dapat mengestimasi keadaan sistem dalam bentuk persamaan ruang keadaan. Untuk mengkompensasi kesalahan aktuator dan kesalahan sensor pada waktu yang sama diperlukan modifikasi algoritma *observer* baru, algoritma tersebut dibentuk oleh (Indriawati dkk, 2015). Efek dari kesalahan aktuator dan sensor diekspresikan sebagai penambahan masukan vektor yang tidak diketahui bentuk vektor tersebut didefinisikan pada persamaan (2.23) dan (2.24), dimana matriks tersebut bertindak pada sistem dinamik dan pengukuran seperti yang direpresentasikan pada persamaan (2.19) dan persamaan (2.20) (Indriawati dkk, 2015).

$$\dot{x}(t) = Ax(t) + Bu(t) + F_a f_a(t) \quad (2.19)$$

$$y(t) = Cx(t) + Du(t) + F_s f_s(t) \quad (2.20)$$

F_a = matriks kesalahan aktuator

F_s = matriks kesalahan sensor

f_a = vektor kesalahan aktuator

f_s = vector kesalahan sensor

Tipe kesalahan sensor dimodelkan sebagai:

$$s_f(t) = \alpha s(t) + \beta \quad (2.21)$$

$$f(t) = s_f(t) - s(t) \quad (2.22)$$

Dengan $s_f(t)$ adalah sinyal aktual, α dan β adalah konstanta. Penambahan kesalahan $f(t)$ - termasuk $f_a(t)$ dan $f_s(t)$ ditunjukkan pada persamaan (2.22).

Observer dibuat dengan kondisi (Indriawati, 2015):

- a. $R_1 \text{ Rank } (C) \geq r + q$
- b. $R_2 \text{ Rank } (CF_{ai}) \geq r$
- c. $R_3 \text{ Rank } (\tilde{A}_a, \tilde{C}_a)$ adalah *observable*

Untuk q dan r masing-masing adalah akumulasi pangkat matriks A dan C , sedangkan \tilde{A}_a dan \tilde{C}_a adalah pelebaran matriks A dan C dengan algoritma hasil persamaan (2.26) yang merupakan penurunan dari persamaan (2.23) dan (2.24) dari kedua persamaan tersebut dapat didefinisikan persamaan baru sebagai berikut:

$$\dot{z}(t) = Az(y - z) \quad (2.23)$$

$$\dot{z}(t) = Az(Cx(t) + F_s f_s(t) - z) \quad (2.24)$$

Untuk Az merupakan matriks identitas (I) untuk $Az \in I^q$, sedangkan matriks dari kesalahan sensor dan aktuator didefinisikan sebagai $f = \begin{bmatrix} f_a \\ f_s \end{bmatrix}$

Dari persamaan (2.24) dapat didefinisikan matriks yang akan digunakan untuk mendapatkan matriks yang sudah di ekspansi, persamaan tersebut ditunjukkan pada persamaan (2.25).

$$\dot{x}_a = A_a x_a + B_a u + E_a f \quad (2.25)$$

$$\begin{bmatrix} \dot{x}(t) \\ \dot{z}(t) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} A & 0 \\ A_z * C & -A_z \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x \\ z \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} B \\ 0 \end{bmatrix} u + \begin{bmatrix} F_a & 0 \\ 0 & A_z * F_s \end{bmatrix} \begin{bmatrix} f_a \\ f_s \end{bmatrix} \quad (2.26)$$

$$Aa = \begin{bmatrix} A & 0 \\ A_z * C & -A_z \end{bmatrix}, Ba = \begin{bmatrix} B \\ 0 \end{bmatrix}, Ca = [0 \quad C], Ea = \begin{bmatrix} F_a & 0 \\ 0 & A_z * F_s \end{bmatrix}$$

Untuk memperoleh nilai dari *gain observer* maka dipakai ekspansi matrik melalui persamaan ruang keadaan baru yang ditunjukkan pada persamaan (2.27).

$$\hat{X}(t) = A_a \hat{X} + B_a u + E_a \begin{bmatrix} \hat{f}_a \\ \hat{f}_s \end{bmatrix} + L_x (Y - \hat{Y}) \quad (2.27)$$

$$\begin{bmatrix} \hat{f}_a \\ \hat{f}_s \end{bmatrix} = L_f (Y - \hat{Y}) \quad (2.28)$$

$$\hat{Y} = C_a \hat{X} \quad (2.29)$$

$$\begin{bmatrix} \dot{\hat{x}}(t) \\ \dot{\hat{f}}(t) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} Aa & Ea \\ 0 & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \hat{x} \\ \hat{f} \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} Ba \\ 0 \end{bmatrix} u + \begin{bmatrix} L_x \\ L_f \end{bmatrix} [Ca \quad 0] (Y - \hat{Y}) \quad (2.30)$$

$$\hat{Y} = [Ca \quad 0] \begin{bmatrix} \hat{x} \\ \hat{f} \end{bmatrix} \quad (2.31)$$

Sehingga matriks yang sudah diekspansi ditunjukkan seperti berikut ini

$$\tilde{A}_a = \begin{bmatrix} Aa & Ea \\ 0 & 0 \end{bmatrix}, \tilde{C}_a = [Ca \quad 0]$$

2.6.1 Penentuan Gain Observer

Keadaan awal estimasi, didefinisikan pada persamaan 2.32, skema *observer* juga ditunjukkan dengan diagram blok yang ditunjukkan pada gambar (2.8).

$$\dot{\hat{x}}(t) = A\hat{x} + Bu + K_e(Y - C\hat{x}) \quad (2.32)$$

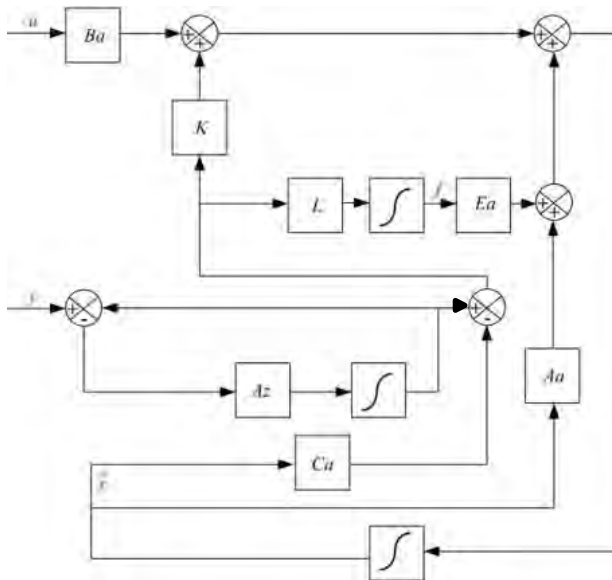
Dengan :

\hat{x} =keadaan estimasi

$C\hat{x}$ =keadaan estimasi keluaran

K_e =Gain matriks *Observer*

Formula yang dipakai untuk mendapatkan nilai *gain* dari *observer* (K_e) adalah formula Auckerman (Ogata, 2016). Formula Auckerman dapat diturunkan dengan persamaan (2.33) sampai dengan persamaan (2.36).



Gambar 2.8 *Observer state* (Indriawati, 2015).

$$[K_e] = Q \begin{bmatrix} \alpha_n - a_n \\ \alpha_{n-1} - a_{n-1} \\ \dots \\ \alpha_1 - a_1 \end{bmatrix} = (WN^T)^{-1} \begin{bmatrix} \alpha_n - a_n \\ \alpha_{n-1} - a_{n-1} \\ \dots \\ \alpha_1 - a_1 \end{bmatrix} \quad (2.33)$$

$$Q = (WN^T) \quad (2.34)$$

$$N = [C^T : A^T C^T : \dots : C^T : (A^T)^{n-1} C^T] \quad (2.35)$$

$$W = \begin{bmatrix} a_{n-1} & a_{n-1} & \dots & a_1 & 1 \\ a_{n-1} & a_{n-1} & \dots & 1 & 0 \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ a_1 & 1 & \dots & 0 & 0 \\ 1 & 0 & \dots & 0 & 0 \end{bmatrix} \quad (2.36)$$

Solusi pendekatan untuk mendapatkan nilai *gain matriks observer* adalah dengan menggunakan solusi *Pole Placement* dimana *Pole Placement* adalah metode uji coba peletakan nilai *Pole* (μ_n) yang sesuai. Dengan mensubstitusikan K_e menjadi bentuk polinomial maka akan didapatkan persamaan (2.37).

$$|sI - CA - K_e C| = (s - \mu_1)(s - \mu_{n+1})(s - \mu_{n+\dots}) \quad (2.37)$$

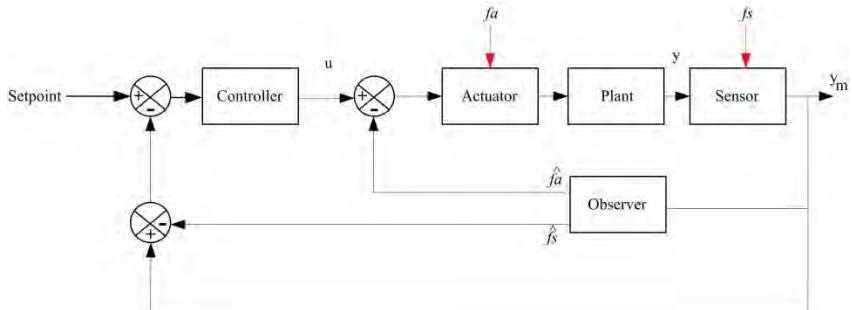
$$K = [0 \quad 0 \quad \dots \quad 0 \quad 1][C^T : A^T C^T : \dots : C^T : (A^T)^{n-1} C^T]^{-1} \phi(A^T) \quad (2.38)$$

$$K_e = K^T = \phi(A^T)^T \begin{bmatrix} C \\ CA \\ \dots \\ CA^{n-2} \\ CA^{n-1} \end{bmatrix}^{-1} \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ \dots \\ 0 \\ 1 \end{bmatrix} \quad (2.39)$$

2.7 Rekonfigurasi Kontrol

Desain rekonfigurasi dari sinyal kontrol akan bekerja secara otomatis agar dapat mengakomodir kesalahan sehingga *plant* tetap beroperasi. Mekanisme rekonfigurasi dirancang yang sebisa mungkin mampu memulihkan performansi sistem setelah terjadi kesalahan meskipun terdapat ketidakpastian dan waktu tunda

pada *fault detection*. Gambar 2.9. akan menunjukkan skema rekonfigurasi kontrol(Indriawati 2015).



Gambar 2.9 Skema Rekonfigurasi Kontrol(Indriawati, 2015).

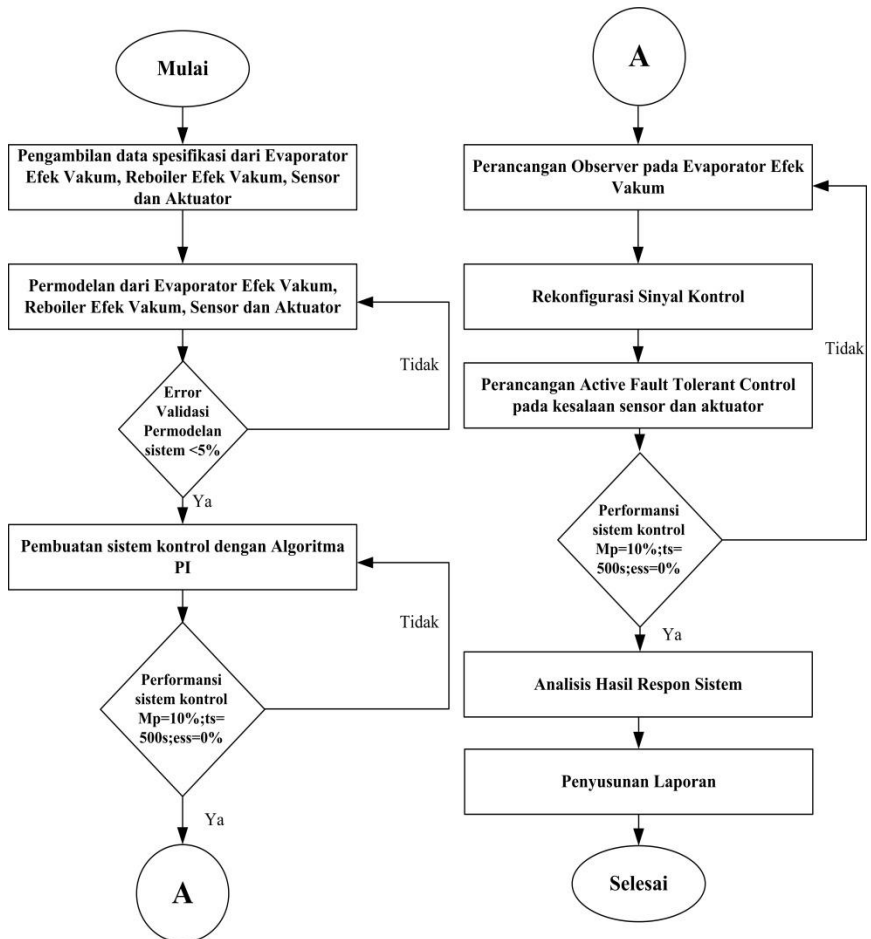
Pada Gambar 2.9. menunjukkan bahwa *estimation compensation* dan *fault diagnosis* adalah bagian dari *observer*. *Fault diagnosis* bertujuan untuk mendefinisikan kesalahan dengan mendapatkan informasi dari sinyal hasil pengukuran. Selanjutnya informasi diteruskan menuju *estimation compensation* untuk menestimasi kesalahan dengan mendapat sinyal referensi dari sinyal control. Dengan demikian *estimation compensation* dan *fault diagnosis* akan mendapat input berupa sinyal control (u) dan sinyal hasil pengukuran (y).

BAB III

METODOLOGI PENELITIAN

Metodologi yang digunakan untuk mencapai tujuan dari tugas akhir ini dijelaskan melalui diagram alir yang ditunjukkan pada Gambar 3.1 yang mendeskripsikan tahap-tahap penelitian sebagai berikut.

- a. Pengambilan data *plant* seperti spesifikasi EEV, REV, sensor dan aktuator, data proses meliputi masukan dan keluaran dari EEV, *process flow diagram* (PFD), *Piping and Instrument Diagram* (P&ID) dari area letak EEV, data riwayat keterawatan dari instrumen sistem EEV dan data kalibrasi instrumen sistem EEV yang menunjukkan adanya riwayat kesalahan pada Aktuator dan Sensor EEV.
- b. Pemodelan EEV, REV, sensor dan aktuator didapatkan dari data yang telah diambil. Pemodelan EEV, REV, sensor dan aktuator di simulasikan pada fitur *simulink* pada perangkat lunak *Matlab R2013a*. Untuk memastikan model yang dibuat merepresentasikan *plant* yang sesungguhnya, jika validasi proses sudah mencapai *error* <5% maka dapat diasumsikan bahwa permodelan sudah merpresentasikan *plant*, jika *error* masih kurang lebih dari 5% maka perbaikan model dilakukan jika hasil yang dibuat tidak merepresentasikan *plant* yang sesungguhnya.
- c. Simulasi sistem pengendalian *loop* tertutup pada fitur *simulink* di perangkat lunak MATLAB R2013a, dengan menggunakan algoritma PI pada kontroler. Pada kontrolller diberikan nilai parameter P dan I. Nilai parameter P dan I didapatkan dengan menggunakan metode *trial and error* untuk mendapatkan hasil respon dari kontroler, dengan mendapatkan parameter K_p dan T_i dengan *maksimum overshoot* sebesar 10%, *error steady state* sebesar 0%, dan *settling time* sebesar 500 sekon.



Gambar 3.1 Diagram Alir Tugas Akhir

- d. Perancangan *Observer*, dilakukan dengan menerjemahkan matriks ruang keadaan dari persamaan differensial matematis dari rekonfigurasi sinyal kontrol untuk meninjau kesesuaian apakah matriks persamaan ruang keadaan yang sudah

dihasilkan oleh *observer* sudah merepresentasikan *plant* yang akan dirancang.

- e. AFTC dirancang dengan memberikan kesalahan pada sensor dan aktuator sekaligus mengkompensasi sinyal pada sistem sehingga AFTC dapat memperbaiki sinyal kesalahan yang diberikan secara otomatis. Perbaikan *observer* dilakukan apabila respon tidak sesuai yang ditinjau dari ketidakstabilan respon sistem dengan *maksimum overshoot* sebesar 10%, *error steady state* sebesar 0%, dan *settling time* sebesar 500 sekon.
- f. Analisis respon berdasarkan uji performansi sistem dengan kontrol menggunakan algoritma AFTC dan tanpa algoritma AFTC dengan memberikan simulasi kesalahan pada sensor dan aktuator berupa kesalahan bias dan sensitivitas untuk sensor sedangkan untuk kesalahan aktuator berupa kebocoran.

Tabel 3.1 Neraca Massa Pada Evaporator Efek Vakum (Anonim,1998).

Masuk		Keluar	
Komponen	Kg	Komponen	Kg
Arus F1 (535)		Arus V (535)	
H ₂ O	12.015,4	H ₂ O	14.276
MEG	12.658,6	MEG	0,3
DEG	1.149,6	Arus B (610)	
TEG	66,6	H ₂ O	1.604,3
Arus F2 (536)		MEG	13.129,9
H ₂ O	3.864,9	DEG	1.239,0
MEG	2,6	TEG	66,8
Arus F3 (T630)			
MEG	469,0		
DEG	89,6		
Total	30.316,3	Total	30.316,3

3.1 Pengambilan Data *Plant*

Data-data yang diambil untuk memodelkan *plant* EEV antara lain adalah laju aliran massa, data proses serta parameter yang akan mempengaruhi pemodelan *plant* seperti densitas (ρ), koefisien perpindahan panas (Cp) dan Temperatur operasi dari masing-masing nilai masukan dan keluaran. Pada parameter dari pada neraca massa berupa nilai masukan dan keluaran yang ditunjukkan pada skema Gambar 3.2 dan pada Tabel 3.1 terdapat tiga alur masukan dan dua keluar, keseluruhan data yang dibutuhkan untuk permodelan sistem ditunjukkan pada Tabel 3.2-Tabel 3.5, Parameter tersebut diambil dari data *Flow Element* yang diambil dari data desain pabrik.

Tabel 3.2 Parameter dari Aliran *Reflux* dari *Hotwell* F-536 (F2)

Parameter	Nilai (satuan)
ρ_R	990 (kg/m^3)
Cp_R	0.6112657($kJ/kg \cdot ^\circ C$)
Fluida	Air
Temperatur	45 ($^\circ C$)
Laju Aliran(\dot{m}_f)	0.00122 (m^3/s)

Tabel 3.3 Parameter dari Aliran *Feed* dari *Splitter Column* T-630 (F3)

Parameter	Nilai (satuan)
ρ_f	1060 (kg/m^3)
Cp_f	0.6031($kJ/kg \cdot ^\circ C$)
Fluida	Glikol Pekat+Air
Temperatur	93 ($^\circ C$)
Laju Aliran(\dot{m}_f)	0.000183 (m^3/s)

Tabel 3.4 Parameter dari Aliran *Liquid* dari *Bottom Fifth Multieffect Evaporator T-535 (F1)*

Parameter	Nilai (satuan)
ρ_{RB}	1040 (kg/m^3)
Cp_{RB}	0.60($kJ/kg. ^\circ C$)
Fluida	Glikol+Air
Temperatur	132 ($^\circ C$)
Laju Aliran(\dot{m}_{RB})	0.0091944 (m^3/s)

Tabel 3.5 Parameter Permodelan Keluaran *Vapor From Head Fifth Multieffect Evaporator T-535 (V)*

Parameter	Nilai (satuan)
ρ_s	1.223 (kg/m^3)
Cp_s	0.6081($kJ/kg. ^\circ C$)
Fluida	Uap
Temperatur	123 ($^\circ C$)
Laju Aliran(\dot{m}_s)	2.29 (kg/s)

Tabel 3.6 Parameter Permodelan Keluaran *Bottom Product to Drying Column T-610*

Parameter	Nilai (satuan)
ρ_B	1050 (kg/m^3)
Cp_B	0.60787($kJ/kg. ^\circ C$)
Fluida	Glikol + air
Temperatur	96 ($^\circ C$)
Laju Aliran(\dot{m}_B)	0.053 (kg/s)

3.2 Pemodelan *Plant* EEV

Permodelan EEV dilakukan dengan penurunan kesetimbangan massa dan energi dengan mengasumsikan bahwa perpindahan panas pada *reboiler* dan *condenser* diabaikan

$$\rho_B A \frac{dh_B(t)}{dt} = \rho_1 \dot{m}_1(t) + \rho_f \dot{m}_f(t) + \rho_{RB} \dot{m}_{RB}(t) - \frac{\lambda_{ST}}{\lambda_p} \dot{m}_s(t) - \rho_B \dot{m}_B(t) \quad (3.1)$$

berdasarkan data desain pabrik, laju aliran pada pipa keluar bersifat turbulen dengan bilangan *Reynold* sebesar 324,778., laju aliran keluar ditentukan dengan :

$$\dot{m}_B(t) = K_t \sqrt{h_B(t)} \quad (3.2)$$

$$\dot{m}_B(t) = C_v \times C_d \times A_{pipe} \times \sqrt{2g \times h_B(t)} \quad (3.3)$$

Tabel 3.7 Parameter Pemodelan Kestimbangan Massa EEV

Parameter	Nilai (satuan)
A_B	8.54865 m^2
λ_{ST}	2193.71 kJ/kg
λ_{PB}	1378.6 kJ/kg
K_{out}	0.013734
C_v	6.065
C_d	0.6
d	0.048
h_B	-

Dengan

C_v = koefisien Laju Aliran

C_d = koefisien *discharge* merupakan nilai yang diambil dari Tabel berdasarkan perbandingan rasio *element bore* dan diameter pipa

g = percepatan gravitasi (m^2/s)

d = Diameter *Element Bore* (m)

h_B = Level dasar EEV (m)

Nilai Parameter dari persamaan (3.3) ditunjukkan pada Tabel 3.6, Nilai dari parameter tersebut diambil dari data desain pabrik. Nilai pada Tabel 3.6 dimasukan ke persamaan (3.3), sehingga persamaan ditunjukkan pada persamaan (3.4)

$$\dot{m}_B(t) = 6.065 \times 0.6 \times 0.7 \times \frac{1}{4} \times 0.048^2 \times 3.14 \sqrt{2 \times 9.8 \times h_B(t)} \quad (3.4)$$

Persamaan (3.4) diatas masih berbentuk non-linier, maka dari itu persamaan harus dilinearisasi menggunakan deret taylor.

$$f[\dot{m}_B, h_B] = 0$$

$$\dot{h}_B = f(\overline{h_B}, \overline{\dot{m}_B}) + \left. \frac{\partial f}{\partial h_B} \right|_{h_B} (h_B - \overline{h_B}) + \left. \frac{\partial f}{\partial \dot{m}_{in}} \right|_{\dot{m}_{in}} (\dot{m}_{in} - \overline{\dot{m}_{in}}) \quad (3.5)$$

$$\overline{\dot{m}_{in}} = \rho_1 \dot{m}_1(t) + \rho_f \dot{m}_f(t) + \rho_{RB} \dot{m}_{RB}(t) - \frac{\lambda_{ST}}{\lambda_p} \dot{m}_s(t) \quad (3.6)$$

$$\left. \frac{\partial f}{\partial h_B} \right|_{h_B} = \overline{h_B} (h_B - \overline{h_B}) = 0,02 \times \frac{1}{2 \times \sqrt{0.28}} h_B = 0,01889 h_B \quad (3.7)$$

$$\left. \frac{\partial f}{\partial \dot{m}_{in}} \right|_{\dot{m}_{in}} = \overline{\dot{m}_{in}} (\dot{m}_{in} - \overline{\dot{m}_{in}}) = 1 \dot{m}_{in} \quad (3.8)$$

Persamaan (3.1) dan persamaan (3.8) disubstitusikan menjadi persamaan (3.5)

$$\rho_B A \frac{dh_B(t)}{dt} = \rho_1 \dot{m}_1(t) + \rho_f \dot{m}_f(t) + \rho_{RB} \dot{m}_{RB}(t) - \frac{\lambda_{ST}}{\lambda_p} \dot{m}_s(t) - \rho_B C_V \times C_d \times u \times A_{pipe} \times 0.01889 \rho_B h_B(t) \quad (3.9)$$

Persamaan ditransformasi ke domain laplace sehingga

$$h_B(s) = \frac{\rho_1 \dot{m}_1(s)}{\rho_B A s} + \frac{\rho_f \dot{m}_f(s)}{\rho_B A s} + \frac{\rho_{RB} \dot{m}_{RB}(s)}{\rho_B A s} - \frac{\lambda_{ST}}{\lambda_p} \frac{\dot{m}_s(s)}{\rho_B A s} \quad (3.10)$$

$$- \frac{\rho_B C_V \times C_d \times A_{pipa} \times 0.01889 \times h_B(s)}{\rho_B A s}$$

Tabel 3.8 Parameter Permodelan Nampun EEV

Parameter	Nilai (satuan)
A_{DC}	0.38475 m^2
A_{TR}	4.5216 m^2
ρ_{TR}	0.12087 kJ/kg
$\overline{w_n}$	$0.00122 \text{ m}^3/\text{s}$
H_{ow}	0.25 m
g_c	$9.8 \text{ m}^2/\text{s}$
g_l	$9.3 \text{ m}^2/\text{s}$
ΔP_{DC}	7600 N/m^2
ρ_{DC}	990 kg/m^3
n	12

Untuk menyelesaikan permodelan maka dilakukanlah permodelan dari nampun melalui persamaan yang dituliskan pada persamaan (2.6) sampai dengan persamaan (2.8), Parameter yang dipakai untuk memodelkan nampun ditunjukkan pada Tabel 3.7

$$\tau_{DC} = \frac{\frac{9.8}{9.3} \times 0.38475}{\frac{1}{2} 7600^{-0.5} \times 0.38475 \times 4.456 \sqrt{990 \times \frac{9.8}{9.3}}} = 1.27$$

$$\tau_{TR} = \frac{0.12087(4.5216 + 0.38475) + \frac{3}{2} \frac{0.00122}{0.25} 1.27}{\frac{3}{2} \frac{0.00122}{0.25}} = 80.96$$

$$\dot{m}_1(s) = e^{n \times \tau_{TR} s} \times \dot{m}_R(s) = 0$$

Seluruh parameter dari Tabel 3.1-Tabel 3.6 dimasukan sehingga menjadi persamaan (3.11)

$$h_B(s) = \frac{0.1181}{s} \dot{m}_f(s) + \frac{0.1159}{s} \dot{m}_{RB}(s) - \frac{0.0002}{s} \dot{m}_s(s) - \frac{0.0022}{s} h_B(s) \quad (3.11)$$

$$\frac{sh_B(s) + 0.0022h_B(s)}{0.0022} = \frac{0.1181\dot{m}_f(s) + 0.1159\dot{m}_{RB}(s) - 0.0002\dot{m}_s(s)}{0.0022} \quad (3.12)$$

$$h_B(s)(1 + 0.0022s) = \frac{0.1181\dot{m}_f(s) + 0.1159\dot{m}_{RB}(s) - 0.0002\dot{m}_s(s)}{0.0022} \quad (3.13)$$

$$h_B(s) = \frac{53.68}{454.54s + 1} \dot{m}_f(s) + \frac{32.6818}{454.54s + 1} \dot{m}_{RB}(s) - \frac{0.09090}{454.54s + 1} \dot{m}_s(s) \quad (3.14)$$

Sedangkan untuk memodelkan persamaan kesetimbangan energi, untuk memperoleh persamaan *plant* yang dapat melihat indikasi temperatur, maka digunakan persamaan (2.2) dengan mengabaikan beban reboiler yang ada, sehingga diperoleh persamaan (2.14) yang disesuaikan dengan *plant* EEV pada persamaan (3.15).

$$\rho_B ACp_B h_B \frac{dT_B(t)h_B(t)}{dt} = \rho_f \dot{m}_f(t)Cp_f T_f + \rho_{RB} \dot{m}_{RB}(t)Cp_{RB} T_{RB} - \frac{\lambda_{ST}}{\lambda_p} \dot{m}_s(t)Cp_s T_s - \rho_B \dot{m}_B(t)Cp_B T_B(t) + Q_{Reboiler} \quad (3.15)$$

Untuk mendapatkan $Q_{Reboiler}$ maka diperlukan perhitungan komponen masukan dan keluaran dalam menghitung energi yang dihasilkan pada setiap aliran pada EEV dengan temperatur masuk sebesar 132 °C dan temperatur keluar sebesar 96 °C. Perhitungan energi komponen pada masing-masing aliran digunakan

persamaan (3.16) untuk energi pada aliran masukan dan persamaan (3.17)-(3.18) untuk aliran keluaran

$$Q_{in} = m \times Cp \times \Delta T \quad (3.16)$$

$$Q_{iout(vapor)} = m_S \times (H_V - H_l) \quad (3.17)$$

$$Q_{out(liquid)} = m_B \times Cp_B \times \Delta T \quad (3.18)$$

Resume *inlet* neraca energi EEV ditunjukkan pada Tabel 3.8 dengan sedangkan resume *outlet* neraca energi EEV ditunjukkan pada Tabel 3.9. Berdasarkan kedua tabel tersebut maka didapatkan nilai dari beban reboiler yang merupakan selisih dari energi total output dan energi total input.

Tabel 3.9 Resume *Inlet* Neraca Energi EEV

INLET			
No Steam	Komposisi	Massa (kg)	Q (kJ)
Arus F1 (535)			
	H2O	12015.4	43191.86
	MEG	12658.6	78781.8
	DEG	1149.6	4765.79
	TEG	66.6	300.04
Arus F2 (536)			
	H2O	3864.9	2617.06
	MEG	3	52
Arus F3 (T630)			
	MEG	469.2	1713.51
	DEG	89.4	177.89
TOTAL			131599.9

Tabel 3.10 Resume *Outlet* Neraca Energi EEV

OUTLET			
No Steam	Komposisi	Massa (kg)	Q (kJ)
Arus V (535)			
	H ₂ O	1604.3	3837.11
	MEG	13129.9	51079.31
	DEG	1239	79566.97
	TEG	66.8	138.01
Arus B (610)			
	H ₂ O	14276	36695316
	MEG	0.3	1684.61
TOTAL			36831622

Resume *inlet* neraca energi EEV ditunjukkan pada Tabel 3.8 dengan sedangkan resume *outlet* neraca energi EEV ditunjukkan pada Tabel 3.9. Berdasarkan kedua Tabel tersebut maka didapatkan nilai dari beban reboiler yang merupakan selisih dari energi total output dan energi total input.

$$\text{Beban reboiler (Qr)} = Q_{\text{outlet}} - Q_{\text{inlet}} = 36.831.621,9 \text{ kJ} - 131.599,94 \text{ kJ} = 36.700.022 \text{ kJ}$$

Parameter berdasarkan Tabel 3.1 dan 3.6 dimasukkan hingga persamaan (3.19)

$$\frac{dT_B(t)h_B(t)}{dt} = 11.0002\dot{m}_f(t) + 15,2399\dot{m}_{RB}(t) - 0.0169\dot{m}_s(t) - 6.2 \times 10^{-4}\dot{m}_B(t)T_B(t) + 36.700.022 \text{ kJ} \quad (3.19)$$

$$\frac{dT_B(t)h_B(t)}{dt} = T_B(t) \frac{dh_B(t)}{dt} + h_B(t) \frac{dT_B(t)}{dt} \quad (3.20)$$

Karena $T_B(t) \frac{dh_B(t)}{dt}$ merupakan penurunan dari hukum kesetimbangan massa maka nilai dari $T_B(t) \frac{dh_B(t)}{dt} = 0$

$$\begin{aligned} \frac{dT_B(t)}{dt} = & 11.0002 \frac{\dot{m}_f(t)}{h_B(t)} + 15.2399 \frac{\dot{m}_{RB}(t)}{h_B(t)} - 0.0169 \frac{\dot{m}_s(t)}{h_B(t)} \\ & - 6.2 \times 10^{-4} \frac{T_B(t)}{h_B(t)} + 36.700.022 kJ \frac{1}{h_B(t)} \end{aligned} \quad (3.21)$$

Persamaan (3.16) masih terdapat pembagian antara kondisi dua masukan yang membuat persamaan non-linear sehingga perlu dilakukan linearisasi menggunakan deret taylor seperti yang ditunjukkan pada persamaan (3.22)- (3.25).

$$\begin{aligned} f[\dot{m}_f, \dot{m}_{RB}, \dot{m}_s, h_B, T_B] &= 0 \\ \frac{\partial f}{\partial \dot{m}_f(t)} &= \frac{11.0002}{h_B(t)} = \frac{11.0002}{0.28} = 39.2864 \end{aligned} \quad (3.22)$$

$$\frac{\partial f}{\partial \dot{m}_{RB}(t)} = \frac{15.2399}{h_B(t)} = \frac{15.2399}{0.28} = 54.428 \quad (3.23)$$

$$\frac{\partial f}{\partial \dot{m}_s(t)} = \frac{0.0169}{h_B(t)} = \frac{0.0169}{0.28} = -0.0607 \quad (3.24)$$

$$\frac{\partial f}{\partial T_B(t)} = \frac{6.2 \times 10^{-4}}{h_B(t)} = \frac{6.2 \times 10^{-4}}{0.28} = -0.0022 \quad (3.25)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial f}{\partial h_B(t)} &= \frac{11.0002 \bar{m}_f(t) + 15.2399 \bar{m}_{RB}(t) - 0.0169 \bar{m}_s(t) - 6.2 \times 10^{-4} \bar{T}_B(t)}{\bar{h}_B(t)^2} \\ &= 0.468 \end{aligned} \quad (3.26)$$

Hasil linearisasi menjadi ditunjukkan pada persamaan 3.27

$$\begin{aligned} \frac{dT_B(t)}{dt} = & 11.0002 \dot{m}_f(t) + 15.2399 \dot{m}_{RB}(t) - 0.0169 \dot{m}_s(t) \\ & - 0.0022 T_B(t) - 0.468 h_B(t) \end{aligned} \quad (3.27)$$

Persamaan (3.26) di transformasikan *laplace* untuk mendapatkan persamaan dalam domain s , hasil dari transformasi *laplace* persamaan ditunjukkan pada persamaan (3.28), hasil dari persamaan yang dapat mengindikasikan temperatur dari cairan bagian dasar ditunjukkan pada persamaan (3.30).

$$T_B(s) = \frac{11.0002}{s} \dot{m}_f(s) + \frac{15.24}{s} \dot{m}_{RB}(s) - \frac{0.0169}{s} \dot{m}_s(s) - \frac{0.468}{s} h_B(s) - \frac{0.002}{s} T_B(s) \quad (3.28)$$

$$\frac{0.002sT_B(s) + 0.002T_B(s)}{0.002} = \frac{11\dot{m}_f(s) + 15.24\dot{m}_{RB}(s) - 0.016\dot{m}_s(s) - 0.468h_B(s)}{0.002} \quad (3.29)$$

$$T_B(s) \left(1 + \frac{0.002}{s} \right) = 1784745 \dot{m}_f(s) + 24740 \dot{m}_{RB}(s) - 21.471 \dot{m}_s(s) - 211.8 h_B(s) \quad (3.30)$$

$$T_B(s) = \frac{17857.45}{454.54s + 1} \dot{m}_f(s) + \frac{24740}{454.54s + 1} \dot{m}_{RB}(s) - \frac{21.47125}{454.54s + 1} \dot{m}_s(s) - \frac{211.8}{454.54s + 1} h_B(s) \quad (3.31)$$

3.3 Permodelan Aktuator Level (LV-522)

Aktuator yang digunakan adalah *Control Valve*, yang berfungsi untuk mengendalikan level pada EEV. Untuk *control valve* dengan tipe I/P *Converter* yang mengubah sinyal input 4-20 mA menjadi sinyal *pneumatic* 3-15 psig. Dalam hal ini, *control valve* memiliki masukan sinyal berupa arus listrik kemudian diubah menjadi tekanan untuk menggerakkan *stem control valve*.

Fluida yang mengalir pada dasar Evaporator Multiefek 5 dengan laju aliran maksimum $0.0122 \text{ m}^3/\text{s}$ dan laju aliran minimum adalah $0.003521 \text{ m}^3/\text{s}$. Model matematik control valve diperoleh dengan persamaan (3.32).

$$\frac{\dot{m}_{RB}}{u(s)} = \frac{Kv}{\tau s + 1} \quad (3.32)$$

Gain *Control Valve* (Kv) dituliskan pada persamaan 3.33

$$Kv = K_{tot} = K_{i/p} \times K_{aktuator} \quad (3.33)$$

$$K_{i/p} = \frac{(15-3) \text{ psi}}{(20-4) \text{ mA}} = 0.75 \text{ psi/mA} \quad (3.34)$$

$$K_{aktuator} = \frac{(0.0122-0.003521) \text{ m}^3/\text{s}}{(15-3) \text{ psi}} = 7.235 \times 10^{-4} \quad (3.35)$$

$$Kv = 5.424 \times 10^{-4} \quad (3.36)$$

Nilai waktu konstan pada *Control Valve* adalah :

$$\tau_{cv} = Tv(\Delta V + Rv) \quad (3.37)$$

Dimana ΔV berupa fraksi perubahan *Control Valve* dengan persamaan (3.29)

$$\Delta V = \frac{(\dot{m}_{L_{RB} \text{ max}} - \dot{m}_{L_{RB} \text{ min}}) \text{ m}^3/\text{s}}{\dot{m}_{L_{RB} \text{ max}}} = 0.711 \quad (3.38)$$

Sedangkan Rv adalah perbandingan waktu konstan inheren dengan time stroke, bernilai 0.03 untuk aktuator diafragma dan 0.3 untuk aktuator piston, untuk $Tv = \frac{Yc}{Cv}$, Yc merupakan faktor *stroking time control valve* dimana nilainya adalah 0.68 menurut Lee dan Choi 1999 . Sedangkan dari data desain nilai Cv adalah 117, maka nilai waktu konstan aktuator adalah

$$\tau_{cv} = \frac{0.68}{117} (0.711 + 0.3) = 7.555 \times 10^{-4}$$

Permodelan Aktuator dari *plant* adalah:

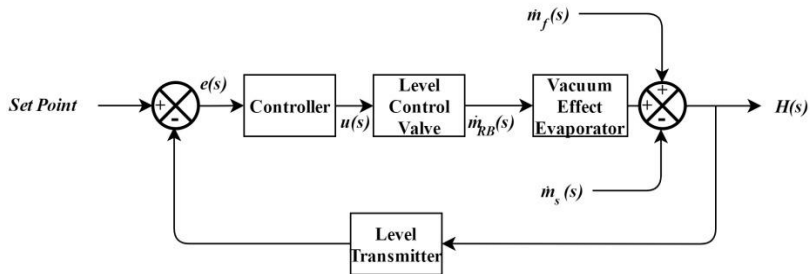
$$\frac{\dot{m}_{RB}}{u(s)} = \frac{0.0005424}{7.555 \times 10^{-4}s + 1}$$

3.4 Permodelan *Transmitter Level* (LT-522)

Pemodelan pada sensor menggunakan nilai penyebut dan pembilang sebesar 1 agar nilai keluaran dari sensor menuju unit pengendali merepresentasikan nilai level yang terukur

3.5 Perancangan Kontrol Proporsional Integral (PI)

Kontrol PI dirancang dengan menggunakan simulink dalam diagram blok sistem pengendalian *loop* tertutup seperti yang ditunjukkan pada Gambar 3.3, diagram blok disusun dengan melihat keterkaitan antara pengendalian level dan temperatur. Untuk mencari nilai algoritma kontroler yaitu P dan I dalam perancangan ini menggunakan *tuning* dengan metode *trial and error*. Nilai P dan I yang didapatkan berturut-turut adalah sebesar 300 dan 1.



Gambar 3.3 Diagram Sistem Pengendalian Level *Loop* Tertutup

3.6 Perancangan *Active Fault Tolerant Control* (AFTC)

Terdapat dua perancangan yang akan dilakukan dengan mendesain *Observer* dengan menggunakan dua parameter variabel pengukuran, yang pertama adalah dengan menggunakan parameter *level* dan Temperatur sebagai variabel yang terukur, yang kedua menggunakan parameter *level* dan laju aliran dari bagian dasar Evaporator Multiefek ke-5 dengan asumsi laju aliran yang terukur berdasarkan parameter bukaan *Level Control Valve*

yang merupakan aktuator dari *Level*. Algoritma *Observer* yang dirancang akan berbeda strukturnya karena perbedaan variabel yang terukur.

Tujuan dari memakai variasi dari dua parameter tersebut untuk membandingkan performansi kontrol yang telah diberikan kesalahan dan bagaimana rekonfigurasi yang dapat dilakukan oleh sistem apabila diberikan kesalahan aktuator dan sensor.

3.6.1 Perancangan *Observer* Variabel Pengukuran Level dan Temperatur

Perancangan *Observer* dengan variabel terukur *level* dan temperatur dengan cara menerjemahkan Gambar 3.3 menjadi persamaan ruang keadaan, persamaan hasil representasi perhitungan dari Gambar 3.3 dijelaskan pada persamaan (3.39) dan (3.40) dengan mengabaikan nilai konstanta dari waktu konstan *control valve* karena waktunya yang sangat cepat.

$$h_B(s) = \frac{53.68}{454.54s+1} \dot{m}_f(s) + \frac{32.6818}{454.54s+1} \frac{0.0005424}{1} u(s) \quad (3.39)$$

$$\begin{aligned} & - \frac{0.09090}{454.54s+1} \dot{m}_s(s) \\ T_B(s) &= \frac{17857.45}{454.54s+1} \dot{m}_f(s) + \frac{24740}{454.54s+1} \frac{0.0005424}{1} u(s) \quad (3.40) \\ & - \frac{24.47125}{454.54s+1} \dot{m}_s(s) - \frac{211.8}{454.54s+1} h_B(s) \end{aligned}$$

Persamaan (3.38) dan (3.39) di *invers laplace* sehingga hasilnya dapat berubah ke domain waktu seperti yang tertera pada persamaan (3.40) dan (3.41) agar bisa didapatkan nilai dari persamaan ruang keadaan.

$$\begin{aligned} \frac{dh_B(t)}{dt} &= 0.1181\dot{m}_f(t) + 0.00015\dot{m}_{RB}(t) - 0.0169\dot{m}_s(t) \\ &\quad - 0.0022H(t) \end{aligned} \quad (3.41)$$

$$\begin{aligned} \frac{dT_B(t)}{dt} &= 39.459\dot{m}_f(t) + 0.03\dot{m}_{RB}(t) - 0.0607\dot{m}_s(t) \\ &\quad - 0.0022T_B(t) - 0.468h_B(t) \end{aligned} \quad (3.42)$$

Kedua persamaan tersebut dibuat kedalam bentuk matriks ruang keadaan seperti berikut ini.

$$\begin{aligned} \begin{bmatrix} \frac{dh_B(t)}{dt} \\ \frac{dT_B(t)}{dt} \end{bmatrix} &= \begin{bmatrix} -0.0022 & 0 \\ -0.468 & -0.0022 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} h_B(t) \\ T_B(t) \end{bmatrix} + \\ &\begin{bmatrix} 0.1181 & 0.00015 & -0.0002 \\ 39.4259 & 0.03 & -0.0607 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \dot{m}_f(t) \\ u(t) \\ \dot{m}_s(t) \end{bmatrix} \end{aligned} \quad (3.43)$$

$$\begin{aligned} \begin{bmatrix} h_B(t) \\ T_B(t) \end{bmatrix} &= \begin{bmatrix} 1 & 0 \\ 0 & 1 \end{bmatrix} \quad (3.44) \\ A &= \begin{bmatrix} -0.0022 & 0 \\ -0.468 & -0.0022 \end{bmatrix}, B = \begin{bmatrix} 0.1181 & 0.00015 & -0.0002 \\ 39.4259 & 0.03 & -0.0607 \end{bmatrix} \\ C &= \begin{bmatrix} 1 & 0 \\ 0 & 1 \end{bmatrix}, D = 0, Fa = \begin{bmatrix} 0 \\ 0.02 \end{bmatrix}, Fs = \begin{bmatrix} 1 \\ 0 \end{bmatrix} \end{aligned}$$

Seperti yang dijelaskan pada persamaan (2.26) – (2.30) maka bentuk dari matriks ruang keadaan dapat diekspansi menjadi

$$Aa = \begin{bmatrix} 0.0022 & 0 & 0 & 0 \\ -0.468 & -0.0022 & 0 & 0 \\ 1 & 0 & -1 & 0 \\ 0 & 1 & 0 & -1 \end{bmatrix}$$

$$Ba = \begin{bmatrix} 0.1181 & 0.00015 & -0.0002 \\ 39.4259 & 0.03 & -0.0607 \\ 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 \end{bmatrix}$$

$$Ca = \begin{bmatrix} 0 & 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1 \end{bmatrix}, Ea = \begin{bmatrix} 0 & 0 \\ 0.02 & 0 \\ 0.00 & 1 \\ 0 & 0 \end{bmatrix}$$

Agar dapat mendefinisikan aktuator maka matriks ruang keadaan di ekspansi lagi menjadi

$$\tilde{A}a = \begin{bmatrix} -0.0022 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ -0.468 & -0.0022 & 0 & 0 & 0.02 & 0 \\ 1 & 0 & -1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 & -1 & 0 & 1 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \end{bmatrix},$$

$$\tilde{C}_a = \begin{bmatrix} 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 \end{bmatrix}$$

Menyelesaikan *Observer* maka diperlukan pemilihan dari nilai *pole placement*, nilai *pole placement* yang dipakai adalah

Pole ke-1=-0.6080 + 1.8483i;

Pole ke-2=-0.6080 - 1.8483i;

Pole ke-3=-0.4855 + 1.2413i;

Pole ke-4=-0.4855 - 1.2413i;

Pole ke-5=-0.0015 + 0.0000i;

Pole ke-6=-0.2272 + 0.0000i;

dari nilai *pole placement* diatas secara otomatis dengan menggunakan perangkat lunak *Matlab R2013b* dengan *syntax* “*place*” yang merupakan ringkasan dari persamaan (2.33)-(2.39) dan didapatkan nilai *gain observer* bernilai sebagai berikut.

$$Ke = \begin{bmatrix} 1.0732 & -0.1324 & 0.2429 & -0.5351 & -0.3509 & 2.5799 \\ 0.0613 & 2.0344 & 0.1745 & 0.1683 & 0.3567 & 0.3243 \end{bmatrix}$$

3.6.2 Perancangan *Observer* Variabel Pengukuran Level dan Laju Aliran

Perancangan *Observer* dengan variabel terukur level dan laju aliran dengan cara menerjemahkan Gambar 3.3 menjadi m ruang keadaan, persamaan hasil representasi perhitungan dari Gambar 3.3 dijelaskan pada persamaan (3.45) dan (3.46)

$$h_B(s) = \frac{53.68}{454.54s + 1} \dot{m}_f(s) + \frac{32.6818}{454.54s + 1} \dot{m}_{RB}(s) - \frac{0.09090}{454.54s + 1} \dot{m}_s(s) \quad (3.45)$$

$$\frac{\dot{m}_{RB}(s)}{u(s)} = \frac{0.0005424}{0.0076s + 1} \quad (3.46)$$

Persamaan (3.45) dan (3.46) di *invers laplace* sehingga hasilnya dapat berubah ke domain waktu seperti yang tertera pada persamaan (3.47) dan (3.48) agar bisa didapatkan nilai dari persamaan ruang keadaan.

$$\frac{dh_B(t)}{dt} = 0.1181\dot{m}_f(t) + 0.1159\dot{m}_{RB}(t) - 0.0002\dot{m}_s(t) - 0.0022h_B \quad (3.47)$$

$$\frac{d\dot{m}_{RB}(t)}{dt} = -0.0727\dot{m}_{RB}(t) + 0.03u(s) \quad (3.48)$$

Kedua persamaan tersebut dibuat kedalam bentuk matriks ruang keadaan seperti berikut ini.

$$\begin{bmatrix} \frac{dh_B(t)}{dt} \\ \frac{d\dot{m}_{RB}(t)}{dt} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} -0.0022 & 0.1159 \\ 0 & -0.0727 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} h_B(t) \\ \dot{m}_{RB}(t) \end{bmatrix} +$$

$$\begin{bmatrix} 0.1181 & 0 & -0.0002 \\ 0 & 0.03 & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \dot{m}_f(t) \\ u(t) \\ \dot{m}_s(t) \end{bmatrix} \quad (3.49)$$

$$\begin{bmatrix} h_B(t) \\ \dot{m}_{RB}(t) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 1 & 0 \\ 0 & 1 \end{bmatrix} \quad (3.50)$$

$$A = \begin{bmatrix} -0.0022 & 0.1159 \\ 0 & -0.0727 \end{bmatrix}, B = \begin{bmatrix} 0.1181 & 0 & -0.0002 \\ 0 & 0.03 & 0 \end{bmatrix}$$

$$C = \begin{bmatrix} 1 & 0 \\ 0 & 1 \end{bmatrix}, D = 0, Fa = \begin{bmatrix} 0 \\ 0.0727 \end{bmatrix}, Fs = \begin{bmatrix} 1 \\ 0 \end{bmatrix}$$

Seperti yang dijelaskan pada persamaan (2.26) sampai dengan persamaan (2.30) maka bentuk dari matriks ruang keadaan dapat diekspansi menjadi

$$Aa = \begin{bmatrix} -0.0022 & 0.1159 & 0 & 0 \\ 0 & -0.0727 & 0 & 0 \\ 1 & 0 & -1 & 0 \\ 0 & 1 & 0 & -1 \end{bmatrix}$$

$$Ba = \begin{bmatrix} 0.1181 & 0 & -0.0002 \\ 0 & 0.03 & 0 \\ 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 \end{bmatrix}$$

$$Ca = \begin{bmatrix} 0 & 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1 \end{bmatrix}, Ea = \begin{bmatrix} 0 & 0 \\ 0.0727 & 0 \\ 0 & 1 \\ 0 & 0 \end{bmatrix}$$

Agar dapat mendefinisikan aktuator maka matriks ruang keadaan di ekspansi lagi menjadi

$$Aa = \begin{bmatrix} -0.0022 & 0.1159 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & -0.0727 & 0 & 0 & 0.0727 & 0 \\ 1 & 0 & -1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 & -1 & 0 & 1 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \end{bmatrix},$$

$$\tilde{C}_a = \begin{bmatrix} 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 \end{bmatrix}$$

Menyelesaikan *Observer* maka diperlukan pemilihan dari nilai *pole placement*, nilai *pole placement* yang dipakai adalah

$$\begin{aligned} p1 &= (-1.3155 + 0.0000i) * 1.0e+02; \\ p2 &= (-0.0063 + 0.0178i) * 1.0e+02; \\ p3 &= (-0.0063 - 0.0178i) * 1.0e+02; \\ p4 &= (-0.0097 + 0.0000i) * 1.0e+02; \\ p5 &= (-0.0002 + 0.0000i) * 1.0e+02; \\ p6 &= (-0.0004 + 0.0000i) * 1.0e+02; \end{aligned}$$

dari nilai *pole placement* diatas secara otomatis dengan menggunakan perangkat lunak *Matlab R2013b* dengan *syntax* “*place*” yang merupakan ringkasan dari persamaan (2.33)-(2.39) dan didapatkan nilai *gain observer* bernilai sebgai berikut.

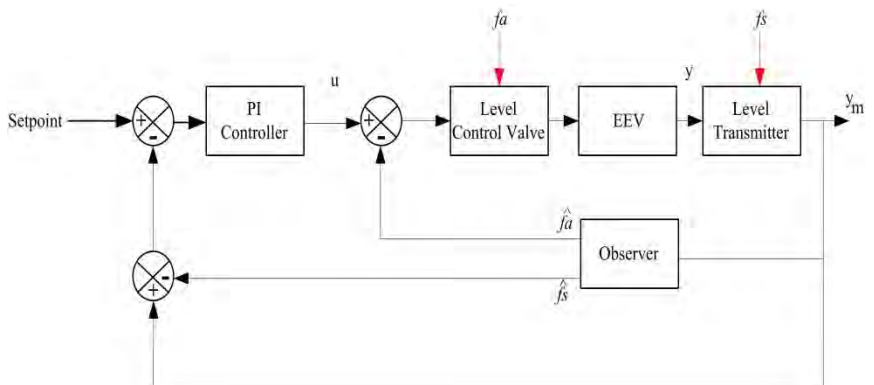
$$Ke = \begin{bmatrix} 0.0205 & -2.4432 & 0.2570 & 0.020 & 0.0645 & 4.587 \\ 0.0134 & 105.362 & -0.005 & -0.794 & 3.547 & -0.135 \end{bmatrix}$$

Validasi *Observer* untuk mengecek apakah hasil estimasi yang dibuat telah sesuai dengan plant yang telah dirancang. Untuk mengecek apakah *observer* sudah dapat melakukan kompensasi maka, perlu dilakukan perbandingan antara kondisi residual dan

kondisi daripada f_a dan f_s , apabila kedua grafik tersebut sudah selaras antara \hat{f}_a dan \hat{f}_s bersama nilai aktual dari kesalahan

3.6.3 Rekonfigurasi Kontrol

Rekonfigurasi kontrol merupakan tahap akhir untuk merancang AFTC yang bertujuan untuk mengembalikan kestabilan sistem ketika terjadi kesalahan. Perancangan skema AFTC menggunakan *gain observer* yang telah didapatkan pada sub-bab 3.7.1 dan sub-bab 3.7.2. Skema rekonfigurasi kontrol ditunjukkan pada Gambar 3.4



Gambar 3.4 Skema Rekonfigurasi Kontrol pada Evaporator Efek Vakum

3.7 Uji Performansi

Uji performansi dilakukan untuk menguji algoritma AFTC yang telah dibuat dapat berjalan dengan baik atau tidak. Uji ini dilakukan dengan memberikan suatu kesalahan pada sensor dan aktuator. Kesalahan yang diberikan berupa kesalahan bias, sensitivitas, kebocoran sesuai dari kesalahan yang ditunjukkan oleh *real plant*

Halaman ini Sengaja dikosongkan

BAB IV ANALISIS DATA DAN PEMBAHASAN

4.1 Uji Validasi Evaporator Efek Vakum

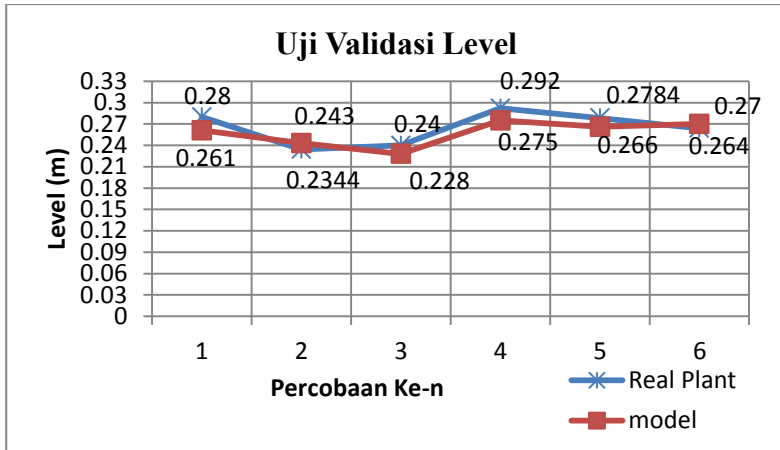
Persamaan (3.12) dan persamaan (3.27) di uji untuk memvalidasi persamaan dengan menggunakan perangkat lunak *Matlab R2013b*, didapatkan hasil perbandingan dari hasil *Plant* lapangan asli dan simulasi, untuk validasi level ditunjukkan pada grafik yang ditunjukkan pada Gambar 4.1 yang merupakan representasi dari Tabel 4.1 dan Gambar 4.2 merupakan salah satu contoh respon dari Uji *Loop* terbuka. Untuk uji validasi temperatur di tunjukan pada Tabel 4.2 direpresentasikan pada Gambar 4.3 dan responnya digambarkan pada Gambar 4.4.

Tabel 4.1 Hasil Uji Validasi Level dari Simulasi

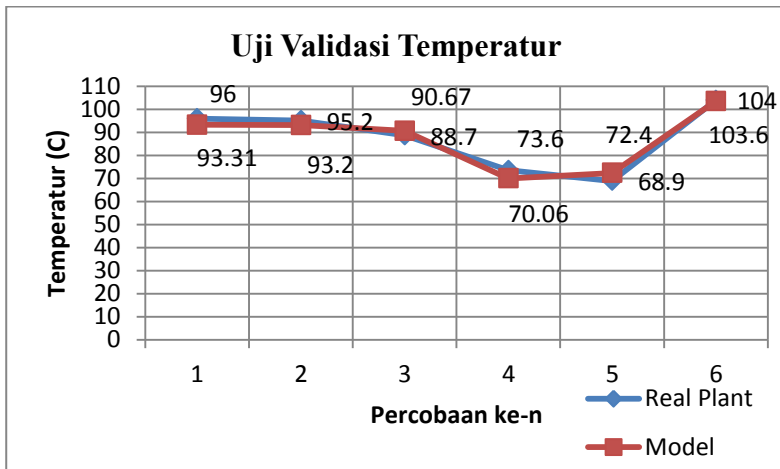
Nilai Level Plant Lapangan	Nilai Level Hasil Simulasi	Error (%)
0.28	0.261	6.785714
0.2344	0.243	3.668942
0.24	0.228	5
0.292	0.275	5.821918
0.2784	0.266	4.454023
0.264	0.27	2.272727

Tabel 4.2 Hasil Uji Validasi Temperatur dari Simulasi

Nilai Temperatur Plant Lapangan	Nilai Temperatur Hasil Simulasi	Error(%)
96	93.31	2.802083
95.2	93.20	2.10084
88.7	90.67	2.22097
73.6	70.06	4.809783
68.9	72.4	5.079826
104	103.6	0.384615



Gambar 4.1 Uji Validasi Perbandingan Hasil *Plant* Lapangan Data Proses dan Hasil Simulasi Level

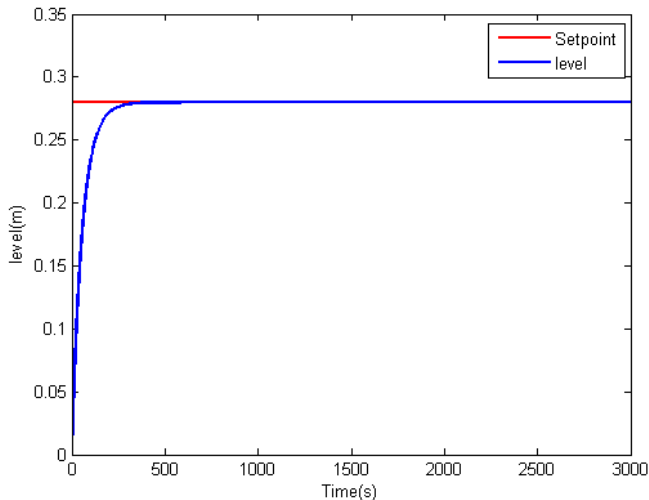


Gambar 4.2 Uji Validasi Perbandingan Hasil *Plant* Lapangan Data Proses dan Hasil Simulasi Temperatur

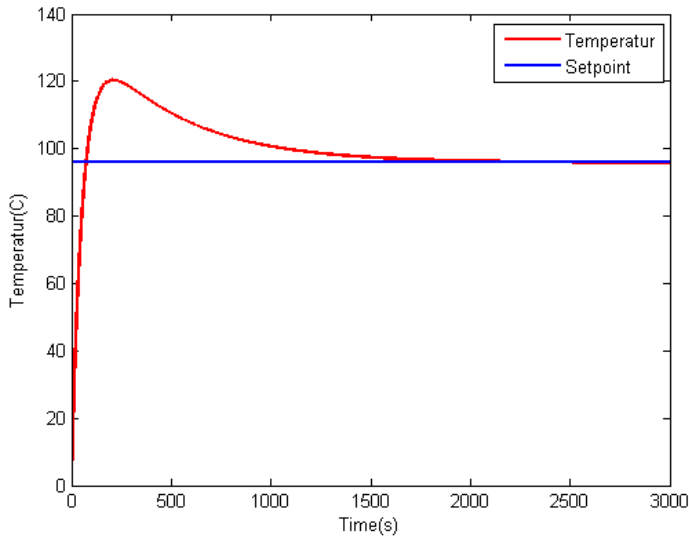
Uji validasi dilakukan dengan menguji respon *Loop* terbuka dengan simulasi yang tertera pada lampiran(C). Hasil uji respon dari persamaan (3.13) dan (3.28), berdasarkan kedua persamaan tersebut diperoleh rata-rata *error* permodelan dari level dan temperatur EEV kurang dari 5%, oleh karenanya maka permodelan sudah dapat dikatakan sudah valid.

4.2 Uji *Loop* Tertutup Pengendalian Level Evaporator Efek Vakum

Uji *loop* tertutup pada simulasi dengan menggunakan perangkat lunak *Matlab 2013a* dibuat menyerupai diagram blok pada Gambar 3.3 Uji ini dilakukan untuk meninjau apakah respon pengendalian level dan temperatur sudah mampu stabil di *setpoint*. Pengujian *loop* tertutup dilakukan dengan menambahkan kontroler dan model dari *level transmitter*.



Gambar 4.3 Respon Sistem Pengendalian Level *Loop* Tertutup

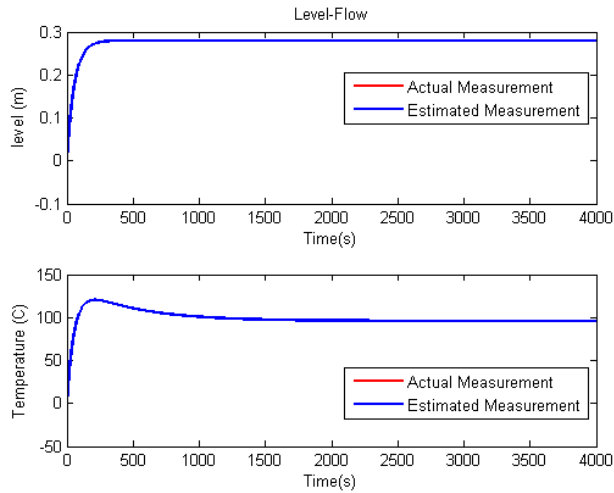


Gambar 4.4 Respon Temperatur dari Sistem Pengendalian Level

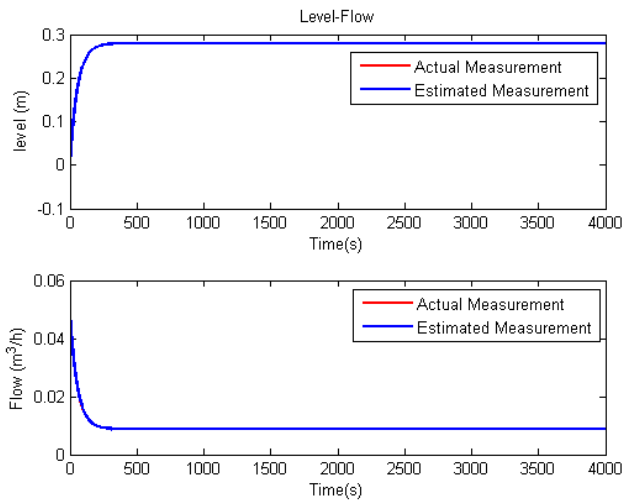
Hasil grafik berdasarkan Gambar 4.3 menunjukkan bahwa *maximum overshoot* sebesar 0%, *time settling* sebesar 310 detik, dan *error steady state* sebesar 0%. Hasil ini sudah memenuhi kriteria performansi kontrol yang diinginkan dan kedua respon variabel sudah stabil di *setpoint*. Respon temperatur EEV dari sistem dengan pengendalian level ditunjukkan pada Gambar 4.4

4.3 Hasil Estimasi *Observer*

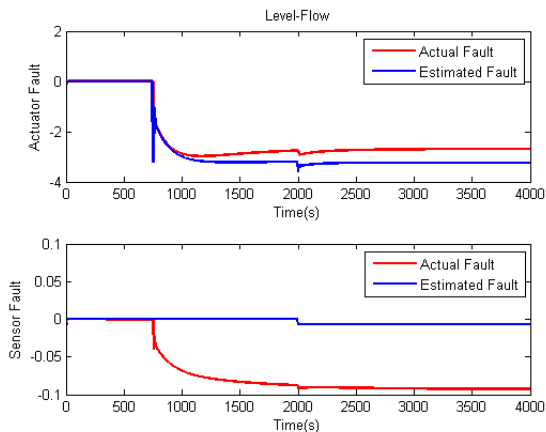
Hasil estimasi *observer* perlu ditinjau untuk menganalisa *observer* yang sudah dirancang mampu mengakomodasi kesalahan yang diujikan, seperti yang sudah dijelaskan pada sub-bab 3.8.



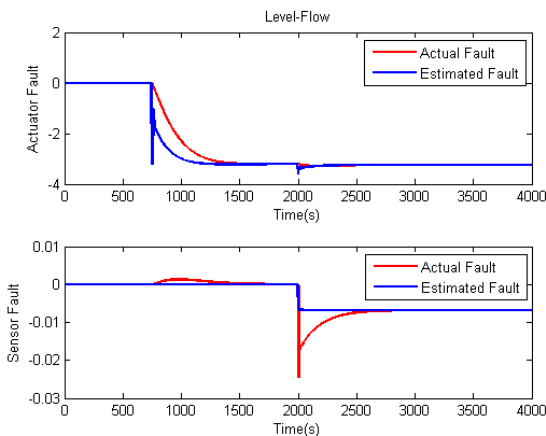
Gambar 4.5 Hasil Estimasi *State Observer* dengan Variabel Pengukuran Level dan Temperatur



Gambar 4.6 Hasil Estimasi *State Observer* dengan Variabel Pengukuran Level dan Laju Aliran



Gambar 4.7 Hasil Perbandingan Kesalahan Aktual dengan Kesalahan Estimasi Aktuator dan Sensor Pada Variabel pengukuran Level-Temperatur



Gambar 4.8 Hasil Perbandingan Kesalahan Aktual dengan Kesalahan Estimasi Aktuator dan Sensor Pada Variabel pengukuran Level-Laju Aliran

Hasil estimasi dari *observer* ditunjukkan pada Gambar 4.5 dengan variabel level-temperatur dan Gambar 4.6 dengan variabel level-laju aliran. Pada kedua grafik tersebut respon dari *real plant* dan hasil estimasi (\hat{x}) sudah memiliki hasil yang sama hal tersebut menunjukkan bahwa *observer* yang telah dirancang sudah mampu merepresentasikan *plant* yang telah di modelkan.

Grafik perbandingan kesalahan aktual dan kesalahan estimasi dari sensor dan aktuator, ditunjukkan pada Gambar 4.7 dengan variabel pengukuran level-temperatur dan Gambar 4.8 dengan variabel pengukuran level-laju aliran.

Pada Gambar 4.7 dengan memberikan kesalahan aktuator pada detik ke 750 dan kesalahan sensor pada detik ke 2500, respon dari kesalahan sensor yang di estimasi tidak mampu mengikuti respon dari kesalahan aktual sensor hal ini menyebabkan respon tidak mampu melakukan kompensasi. Hal tersebut dikarenakan sistem tidak dapat memenuhi aturan R_3 : $Rank(\tilde{A}_a, \tilde{C}_a)$ adalah *observerable*.

Hasil yang berbeda didapatkan pada hasil estimasi kesalahan pada variabel level-laju aliran yang ditunjukkan pada Gambar 4.8, dengan kesalahan yang sama, hasil estimasi sensor dan aktuator sudah mampu mengikuti respon yang dihasilkan dari kesalahan aktual dari pada sensor dan aktuator.

4.4 Uji Kesalahan Sensor

Kesalahan sensor diuji pada hasil simulasi dengan pengujian kesalahan yang merepresentasikan *real-plant* pada simulasi ini pada detik ke-2000 dengan waktu sampling 4000, berdasarkan data kalibrasi selama setahun belakangan yang tertera pada lampiran (H) ditunjukkan bahwa akurasi dari *level transmitter* sebesar $\pm 0,5\%$, hal tersebut menunjukkan bahwa bias dari *level transmitter* berpotensi mencapai angka $0\%-0,5\%$, dalam uji kesalahan sensor pengujian dilakukan dengan memberikan bias maksimalnya yaitu $-0,5\%$ dan $+0,5\%$.

Kesalahan bias digabung dengan kesalahan sensitivitas dari sensor, sensitivitas menunjukkan kepekaan kuantitas yang diukur

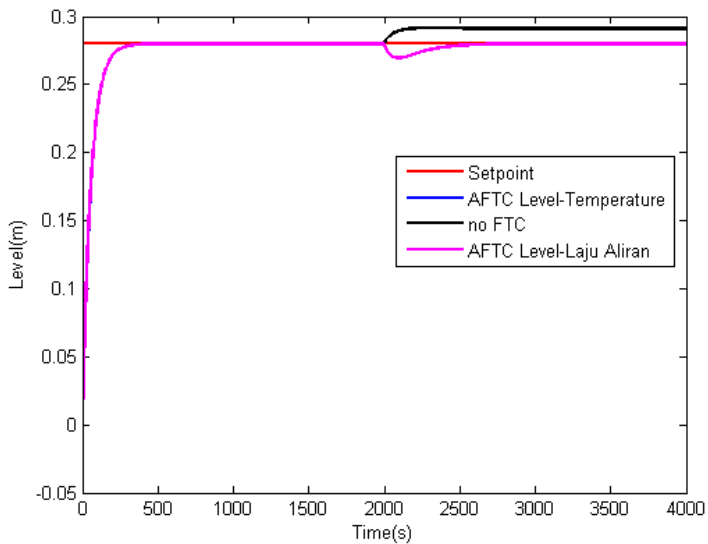
oleh sensor. Sensitivitas ditentukan lewat hubungan *input* berupa arus 4-20 mA dan *output* berupa level. Pada data kalibrasi ditunjukkan sensitivitas maksimal yang ditunjukkan oleh Tabel 4.2 bernilai 7,3% artinya pembacaan sensor bernilai 92,7% dari nilai aslinya.

Pada Gambar 4.9-4.11 dan Tabel 4.3-4.6 diatas dijelaskan bahwa kesalahan sensor pada sistem pengendalian level EEV dapat di kompensasi menggunakan sistem kontrol PI dengan menggunakan algoritma AFTC, performansi respon sistem pengendalian level tersebut ditunjukkan oleh Tabel 4.3-4.6 memiliki *maximum overshoot* yang cukup tinggi yaitu, 4%, 5%, 7,1% dan 3,89% pada masing-masing kesalahan bias 0,5% dan sensitivitas *level transmitter* sebesar 4,3%, 5,2%, 7,3%, dan 4,2%, *Maximum Overshoot* sendiri merupakan puncak tertinggi yang dapat dicapai oleh respon sistem, apabila *maximum overshoot* tinggi hingga mencapai 120% akan menyebabkan sistem trip karena sudah melebihi batas *High Level Alarm* walaupun durasi dari sistem hanya berjalan 1 detik. Algoritma AFTC mempengaruhi *settling time* pada respon pengendalian level memiliki nilai 310 detik dibandingkan sistem kontrol PI tanpa AFTC tidak menyentuh titik nominalnya (*setpoint*), hal ini menyebabkan sistem tanpa algoritma AFTC memiliki *error steady state* yang tinggi, yaitu 4%, 4,9%, 7%, dan 3,89% pada masing-masing kesalahan bias 0,5% dan sensitivitas *level transmitter* sebesar 4,3%, 5,2%, 7,3%, dan 4,2% Semakin tinggi nilai dari *error steady state*, maka semakin tinggi nilai dari *Integral Absolute Error* (IAE) sistem.

Hasil diatas merupakan hasil uji kesalahan sensor dengan menggunakan variabel pengukuran berupa level-temperatur dan level-laju aliran, kedua variabel pengukuran tersebut menunjukkan hasil yang identik, hal ini dikarenakan samanya model matematik pengendalian level yang dipakai dan berdampak pada kesamaan input yang digunakan pada plant EEV.

Tabel 4.3 Parameter Performansi dengan Kesalahan Bias +0,5% dan Sensitivitas 95,7%

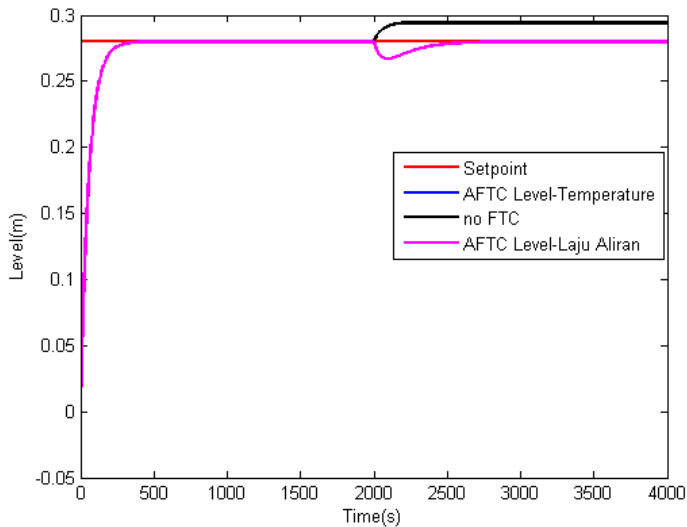
No	Parameter	PI tanpa AFTC	PI dengan AFTC
1	<i>Maximum Overshoot</i>	4%	0%
2	<i>Maximum Undershoot</i>	0%	3,5%
3	<i>Error Steady State</i>	4%	0%
4	<i>Setling Time</i>	-	310 s
5	<i>Integral Absolute Error(IAE)</i>	16,40	15,95



Gambar 4.9 Respon Pengendalian Level dengan Kesalahan Bias +0,5% dan Sensitivitas 95,7%

Tabel 4.4 Parameter Performansi dengan Kesalahan Bias +0,5% dan Sensitivitas 94,8%

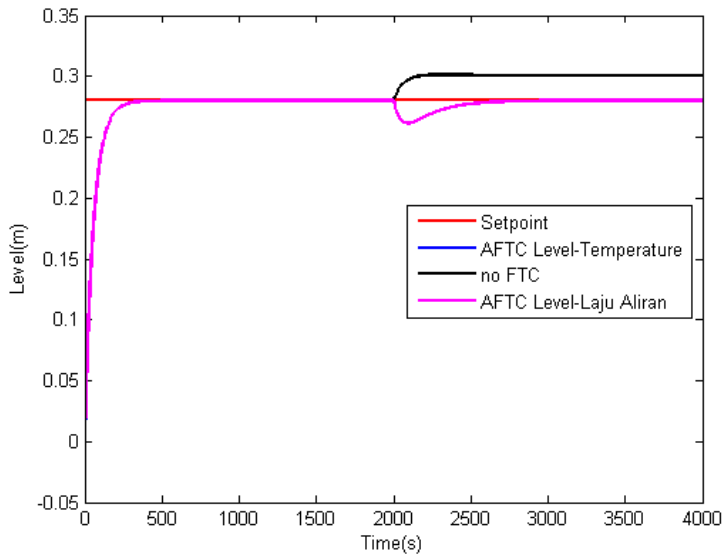
No	Parameter	PID tanpa AFTC	PID dengan AFTC
1	<i>Maximum Overshoot</i>	5%	0%
2	<i>Maximum Undershoot</i>	0%	4,5%
3	<i>Error Steady State</i>	4,9%	0%
4	<i>Setling Time</i>	-	310 s
5	<i>Integral Absolute Error (IAE)</i>	16,53	15,95



Gambar 4.10 Respon Pengendalian Level dengan Kesalahan Bias +0,5% dan Sensitivitas 94,8%

Tabel 4.5 Parameter Performansi dengan Kesalahan Bias +0,5% dan Sensitivitas 92,7%

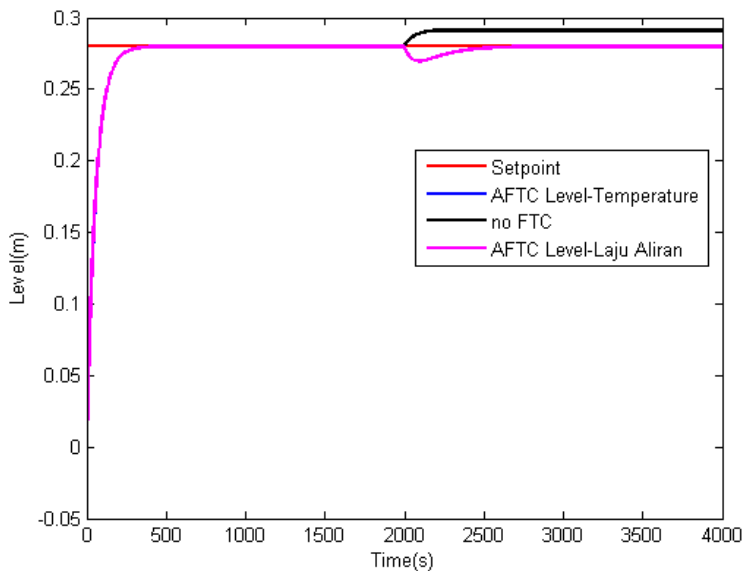
No	Parameter	PI tanpa AFTC	PI dengan AFTC
1	<i>Maximum Overshoot</i>	7,1%	0%
2	<i>Maximum Undershoot</i>	0%	4,5%
3	<i>Error Steady State</i>	7%	0%
4	<i>Setling Time</i>	-	310 s
5	<i>Integral Absolute Error (IAE)</i>	16,87	15,95



Gambar 4.11 Respon Pengendalian Level dengan Kesalahan Bias +0,5% dan Sensitivitas 92,7%

Tabel 4.6 Parameter Performansi dengan Kesalahan Bias +0,5% dan Sensitivitas 95,8%

No	Parameter	PI tanpa AFTC	PI dengan AFTC
1	<i>Maximum Overshoot</i>	3,89%	0%
2	<i>Maximum Undershoot</i>	0%	4,5%
3	<i>Error Steady State</i>	3,89%	0%
4	<i>Setling Time</i>	-	310 s
5	<i>Integral Absolute Error (IAE)</i>	16,38	15,95

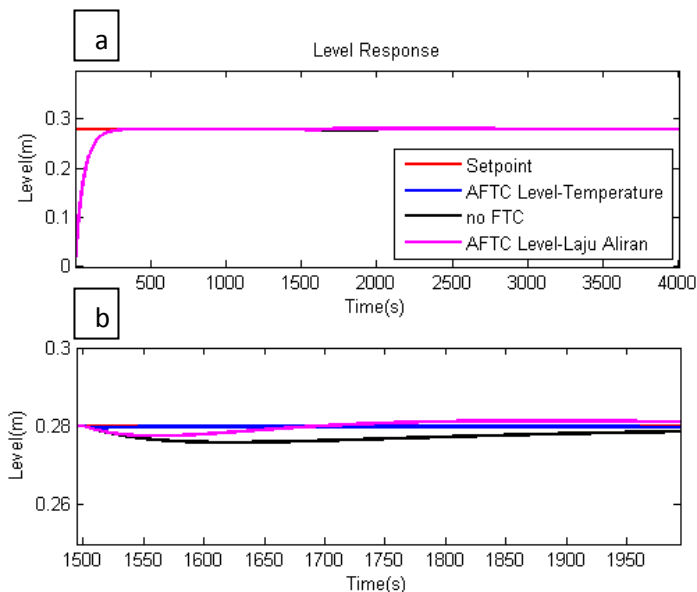


Gambar 4.12 Respon Pengendalian Level dengan Kesalahan Bias +0,5% dan Sensitivitas 95,8%

4.5 Uji Performansi Kesalahan Aktuator

Pada uji kesalahan aktuator, kesalahan yang merepresentasikan *real plant* adalah kebocoran, kebocoran akan mengurangi laju aliran variabel manipulasi yang akan masuk pada sistem EEV, sistem diberikan kesalahan aktuator pada detik ke 2000 pada total waktu sampling simulasi 4000 detik.

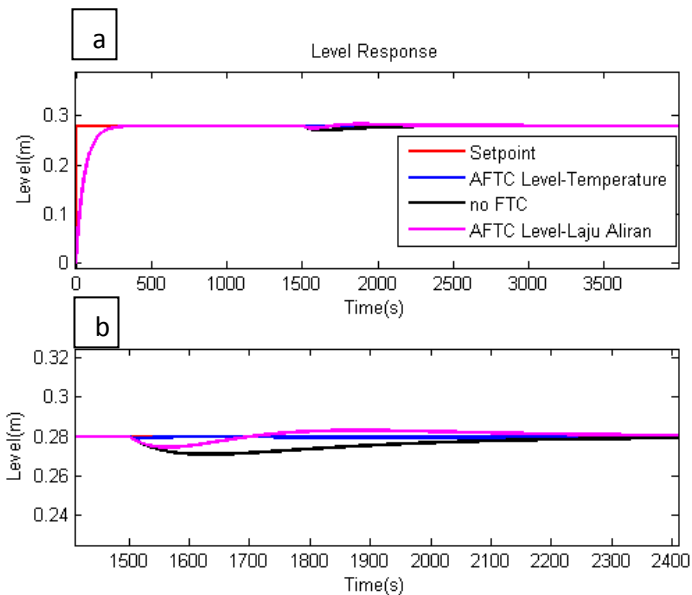
Karena tidak ada data kuantitatif dari kesalahan kebocoran maka kebocoran diasumsikan sebesar 10%, 20%, 30% dan 40% artinya laju aliran efektif dari variabel manipulasi hanya 90%, 80%, 70% dan 60%, untuk variabel level-temperatur dan level-laju aliran. Apabila kebocoran terjadi sangat tinggi akan menyebabkan turunnya laju aliran dan akan berbahaya karena berpotensi menyebabkan trip pada EEV akibat *Low Level Alarm*.



Gambar 4.13 (a) Tampilan Normal Respon Pengendalian Level dengan Kebocoran 10% (b) Tampilan Perbesaran Respon Pengendalian Level dengan Kebocoran 10%

Tabel 4.7 Parameter Performansi dengan Kebocoran 10%

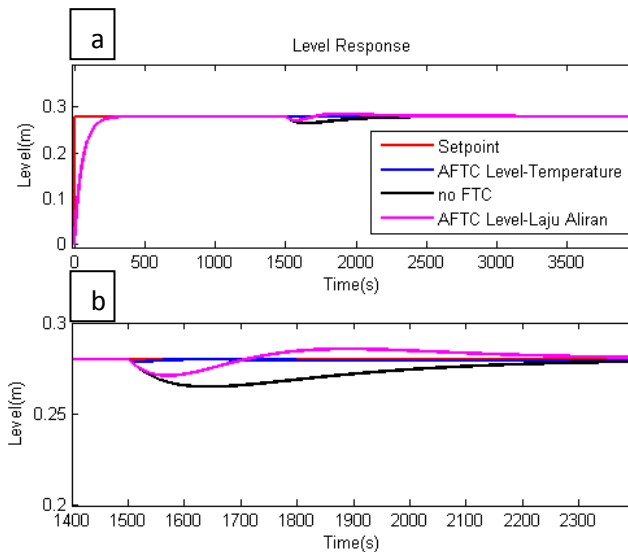
No	Parameter	PI tanpa AFTC	AFTC Level-Laju Aliran	AFTC Level-Temperatur
1	<i>Maximum Overshoot</i>	0%	0,35%	0%
2	<i>Maximum Undershoot</i>	1.5%	1,03%%	0,178%
3	<i>Error Steady State</i>	0%	0%	0%
4	<i>Setling Time</i>	1000 s	1000s	800 s
5	<i>Integral Absolute Error (IAE)</i>	17,84	16,80	16,26



Gambar 4.14 (a) Tampilan Normal Respon Pengendalian Level dengan Kebocoran 20% (b) Tampilan Perbesaran Respon Pengendalian Level dengan Kebocoran 20%

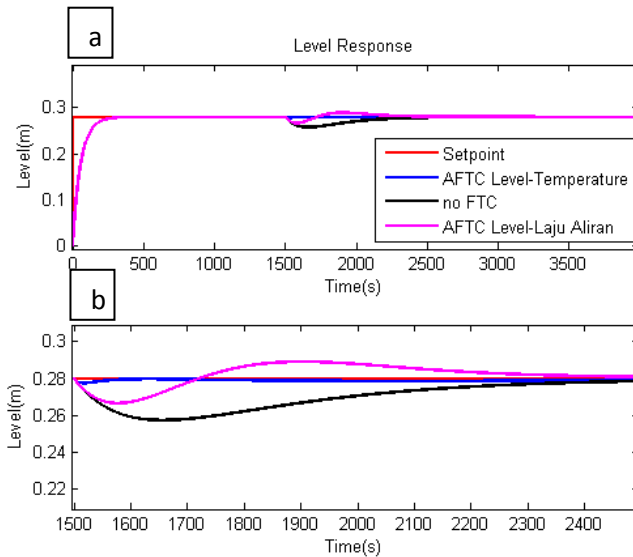
Tabel 4.8 Parameter Performansi dengan Kebocoran 20%

No	Parameter	PI tanpa AFTC	AFTC Level-Laju Aliran	AFTC Level-Temperatur
1	<i>Maximum Overshoot</i>	0%	0,64%	0%
2	<i>Maximum Undershoot</i>	3,35%	2,21%	0,35%
3	<i>Error Steady State</i>	0%	0%	0%
4	<i>Setling Time</i>	1000 s	1000s	800 s
5	<i>Integral Absolute Error (IAE)</i>	20,07%	17,83	16,63

**Gambar 4.15** (a) Tampilan Normal Respon Pengendalian Level dengan Kebocoran 30% (b) Tampilan Perbesaran Respon Pengendalian Level dengan Kebocoran 30%

Tabel 4.9 Parameter Performansi dengan Kebocoran 30%

No	Parameter	PI tanpa AFTC	AFTC Level-Laju Aliran	AFTC Level-Temperatur
1	<i>Maximum Overshoot</i>	0%	1,14%	0%
2	<i>Maximum Undershoot</i>	5.5%	3,607%	0,607%
3	<i>Error Steady State</i>	0%	0%	0%
4	<i>Setling Time</i>	1000 s	1000s	800 s
5	<i>Integral Absolute Error (IAE)</i>	22,94	19,18	17,10



Gambar 4.16 (a) Tampilan Normal Respon Pengendalian Level dengan Kebocoran 40% (b) Tampilan Perbesaran Respon Pengendalian Level dengan Kebocoran 40%

Tabel 4.10 Parameter Performansi dengan Kebocoran 40%

No	Parameter	PI tanpa AFTC	AFTC Level-Laju Aliran	AFTC Level-Temperatur
1	<i>Maximum Overshoot</i>	0%	1,89%	0,89%
2	<i>Maximum Undershoot</i>	8,21%	5,35%	0,35%
3	<i>Error Steady State</i>	0%	0%	0%
4	<i>Setling Time</i>	1000 s	1000s	800 s
5	<i>Integral Absolute Error (IAE)</i>	26,76	21,03	17,72

Pada uji kesalahan yang ditunjukkan pada Gambar 4.13-4.16, dapat dilihat bahwa sistem dengan algoritma AFTC dengan variabel level-temperatur memiliki performansi yang paling baik secara keseluruhan dibandingkan algoritma AFTC dengan menggunakan variabel level-laju aliran dan kontrol PI tanpa AFTC. Analisa kuantitatif ditunjukkan pada Tabel 4.7-4.10, pada algoritma AFTC dengan menggunakan variabel pengukuran level-laju aliran terjadi osilasi pada sistem pengendalian level EEV, hal ini dikarenakan adanya *maximum overshoot* dan *maximum undershoot* yang masing-masing sebesar 0,35% dan 1,03% pada kebocoran sebesar 10%, nilai ini akan bertambah besar seiring dengan besarnya kebocoran yang terjadi.

Kesalahan dari aktuator menyebabkan adanya *maximum undershoot*, akan tetapi kesalahan aktuator masih akan membuat respon pengendalian level dari EEV akan kembali ke *setpoint*. Jika *maximum undershoot* terlalu tinggi sampai 90% atau puncak tertinggi *maximum undershoot* atau mencapai angka 0,05m akan menyebabkan *Low Level Alarm* yang menyebabkan sistem *trip*. Pada Gambar 4.13-4.16 ditunjukkan bahwa algoritma AFTC mereduksi *maximum undershoot*, hal ini akan mereduksi *IAE*

yang merupakan akumulasi sistem dengan kuantisasi terhadap waktu sampai sistem mencapai kondisi *steady state*. Pada Tabel 4.7-4.10 dijelaskan bahwa IAE terkecil dimiliki oleh sistem dengan menggunakan AFTC dengan variabel pengukuran level-temperatur sebesar 16,63, diikuti oleh AFTC dengan variabel level-laju aliran sebesar 16,8 dan kontrol PI sebesar 17,84 dengan kebocoran 10%, nilai ini akan bertambah tinggi seiring dengan bertambahnya kebocoran yang diujikan pada sistem.

4.6 Uji Performansi Kesalahan Sensor dan Aktuator

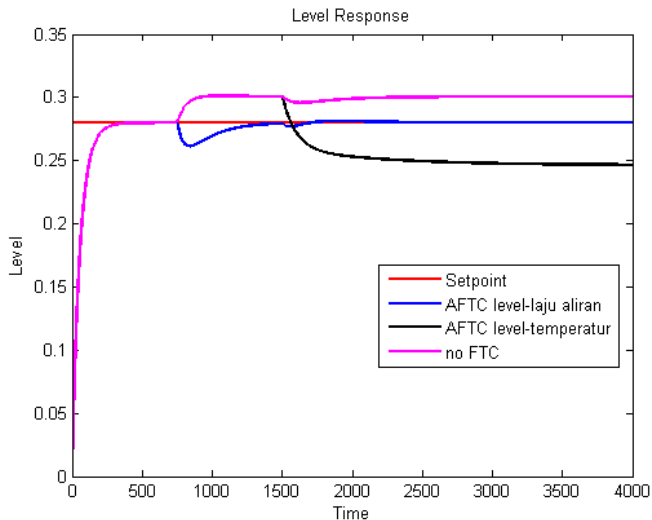
Kesalahan sensor dan aktuator yang diujikan pada sistem secara bersamaan, adalah kesalahan sensor pada tanggal 17 April 2016 yang terjadi karena berkurangnya sensitivitas sensor sebesar 7,3% dan memberikan kesalahan berupa bias sebesar $\pm 0,5\%$, tanggal tersebut dipilih dikarenakan pada tanggal tersebut berdekatan dengan tanggal terjadinya kebocoran pada aktuator, yaitu pada tanggal 18 April 2016. Kedua kesalahan tersebut dapat diasumsikan terjadi pada waktu yang sama untuk merepresentasikan kesalahan yang terjadi dilapangan. Pengujian kesalahan aktuator dibuat dengan variasi kesalahan sebesar 10% dan 20% kebocoran. Kesalahan sensor dibuat pada detik 750 dan kesalahan aktuator dibuat pada detik ke 2000.

Tabel 4.11 Parameter Performansi dengan dengan Sensitivitas 92,7%, Bias +0,5% dan Kebocoran 10%

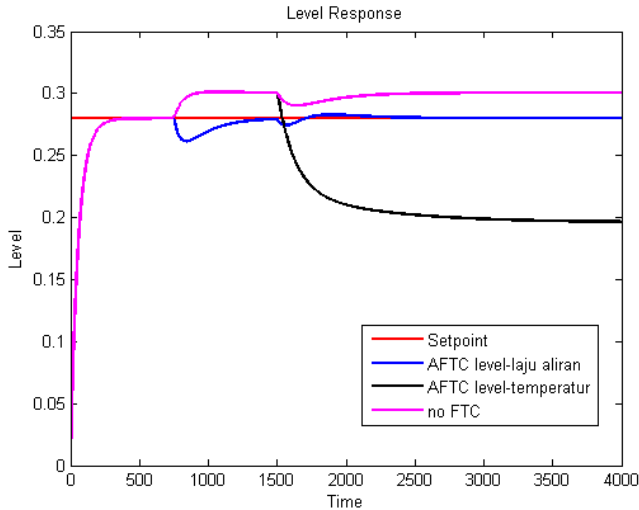
No	Parameter	PI tanpa AFTC	AFTC Level-Laju Aliran	AFTC Level-Temperatur
1	<i>Maximum Overshoot</i>	7,5%	0,428%	7,5%
2	<i>Maximum Undershoot</i>	5,5%	6,607%	11,96%
3	<i>Error Steady State</i>	7,5%	0%	11,96%
4	<i>Setling Time</i>	-	1750s	-
5	<i>Integral Absolute Error (IAE)</i>	19,071	18,76	19,27

Tabel 4.12 Parameter Performansi dengan dengan Sensitivitas 92,7%, Bias +0,5% dan Kebocoran 20%

No	Parameter	PI tanpa AFTC	AFTC Level-Laju Aliran	AFTC Level-Temperatur
1	<i>Maximum Overshoot</i>	7,5%	1,071%	7,5%
2	<i>Maximum Undershoot</i>	5.5%	6,607%	29,64%
3	<i>Error Steady State</i>	7,5%	0%	29,64%
4	<i>Settling Time</i>	-	1750s	-
5	<i>Integral Absolute Error (IAE)</i>	21,34	19,88	21,13



Gambar 4.17 Respon Pengendalian Level dengan Sensitivitas 92,7%, Bias +0,5% dan Kebocoran 10%



Gambar 4.18 Respon Pengendalian Level dengan Sensitivitas 92,7%, Bias +0,5% dan Kebocoran 20%

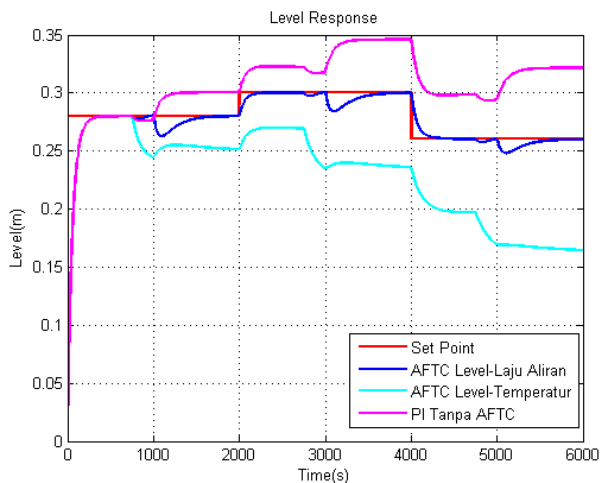
Uji performansi kesalahan sensor dan aktuator menunjukkan bahwa sistem dengan algoritma AFTC dengan menggunakan variabel level-temperatur tidak dapat menoleransi kedua kesalahan tersebut secara bersamaan seperti yang ditunjukkan Gambar 4.17-4.18, hal ini dikarenakan sistem tidak dapat memenuhi aturan R_3 Rank (\tilde{A}_a, \tilde{C}_a) adalah *observable*, aturan ini tidak terpenuhi akibat perkalian aktuator dan *plant* EEV yang menyebabkan sistem berorde satu, orde ini akan sulit dibuat matriks persamaan ruang keadaan, karena perbedaan antara *time constant* aktuator dan *time constant plant* yang cukup tinggi maka fungsi transfer sistem diasumsikan berorde satu. Sistem dengan algoritma AFTC dengan variabel level-temperatur ditinjau performansi kontrolnya memiliki *maximum undershoot* tertinggi pada kesalahan 10% dan 20% kebocoran yang diikuti sensitivitas 92,7% dan bias +0,5% yaitu sebesar 11,96% dan 29,64%, dibandingkan kontrol PI tanpa AFTC yang hanya mencapai nominal sebesar 5,5% pada kesalahan yang sama untuk *maximum*

undershoot untuk dan *maximum overshoot* untuk kontrol PI tanpa AFTC dan algoritma AFTC level-temperatur adalah sama karena tidak mampu mengkompensasi kedua kesalahan tersebut secara bersamaan. Hal ini membuat akumulasi dari perbandingan IAE kontrol PI tanpa AFTC dan algoritma AFTC memiliki nominal yang hampir sama, penyebabnya adalah keduanya tidak mampu kembali ke *setpoint*.

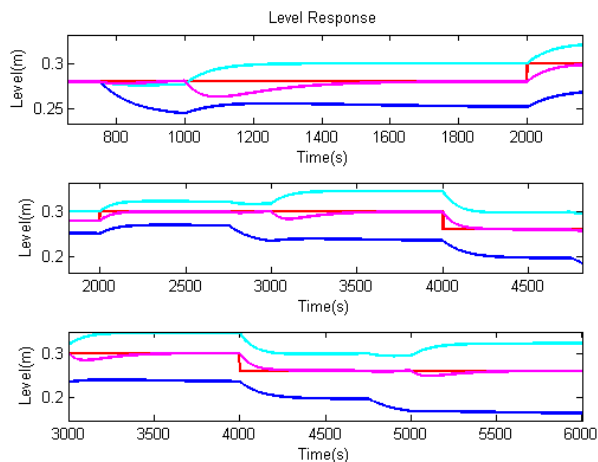
Berbeda dengan hasil yang ditunjukkan oleh algoritma AFTC dengan variabel pengukuran level- laju aliran yang ditunjukkan pada Gambar 4.17-4.18, algoritma AFTC dengan variabel ini mampu mengkompensasi kesalahan sensor dan aktuator dengan performansi yang lebih baik seperti yang ditunjukkan Tabel 4.11-4.12 dan mampu membuat respon pengendalian level terjaga di *setpoint*. Osilasi terjadi pada respon pengendalian level karena adanya *maximum overshoot* sebesar 0,428% dan 1,071% pada kebocoran 10% dan 20% yang diikuti sensitivitas 92,7% dan bias 5%, sedangkan *maximum undershoot* bernilai 6,607% pada kedua variasi uji kesalahan sensor dan aktuator yang diberikan. Walaupun *maximum overshoot* dan *maximum undershoot* terjadi tetapi sistem mampu kembali ke *setpoint* pada rentang waktu selama 1750 detik, dimana algoritma AFTC variabel laju aliran dan kontrol PI tanpa AFTC tidak mampu kembali ke *setpoint*

4.7 Uji Tracking Kesalahan Sensor dan Aktuator

Pengujian *tracking setpoint* digunakan untuk melihat kemampuan dari sistem kontrol untuk melakukan kompensasi seiring dengan perubahan *setpoint*, *setpoint* dirubah pada detik 2000 untuk *setpoint* naik menjadi 0,3, dan 4000 turun menjadi 0,26, diikuti dengan kesalahan aktuator berupa variasi kesalahan sensor dan aktuator dengan Sensitivitas 92,7%, Bias +0,5% pada detik ke 3000 dan Kebocoran 10% pada detik ke 1000 dan Sensitivitas 92,7%, Bias +0,5% pada detik ke 3000 dan Kebocoran 10% pada detik ke 1000.



Gambar 4.19 Respon *Tracking* Pengendalian Level dengan Sensitivitas 92,7%, Bias +0,5% dan Kebocoran 10%



Gambar 4.20 Perbesaran Respon *Tracking Setpoint* Pengendalian Level dengan Sensitivitas 92,7%, Bias +0,5% dan Kebocoran 10%

Tabel 4.13 Parameter Performansi dengan *Tracking Setpoint* 0,28
Sensitivitas 92,7%, Bias +0,5% dan Kebocoran 10%

No	Parameter <i>Setpoint</i> level 0,28	PI tanpa AFTC	AFTC Level-Laju Aliran	AFTC Level- Temperatur
1	<i>Maximum Overshoot</i>	6,8%	0,019%	0,3%
2	<i>Maximum Undershoot</i>	1,4%	6,5%	14,7%
3	<i>Error Steady State</i>	7,3%	0%	10%
4	<i>Setling Time</i>	-	610s	-
5	<i>Integral Absolute Error</i> (IAE)	2.236	2.235	2.238

Tabel 4.14 Parameter Performansi dengan *Tracking Setpoint* 0,3
Sensitivitas 92,7%, Bias +0,5% dan Kebocoran 10%

No	Parameter <i>Setpoint</i> level 0,30	PI tanpa AFTC	AFTC Level-Laju Aliran	AFTC Level- Temperatur
1	<i>Maximum Overshoot</i>	15,3%	0%	6,6%
2	<i>Maximum Undershoot</i>	5,671%	5,3%	21,788%
3	<i>Error Steady State</i>	15,31%	0%	21,34%
4	<i>Setling Time</i>	-	610s	-
5	<i>Integral Absolute Error</i> (IAE)	2,27	2,27	2,25

Tabel 4.15 Parameter Performansi dengan *Tracking Setpoint* 0,26
Sensitivitas 92,7%, Bias +0,5% dan Kebocoran 10%

No	Parameter <i>Setpoint</i> level 0,26	PI tanpa AFTC	AFTC Level-Laju Aliran	AFTC Level- Temperatur
1	<i>Maximum Overshoot</i>	14%	0%	7,4%
2	<i>Maximum Undershoot</i>	12,85%	4,5%	36,71%
3	<i>Error Steady State</i>	23,6%	0%	36,4% ^o
4	<i>Setling Time</i>	-	610s	-
5	<i>Integral Absolute Error</i> (IAE)	2,36	2,32	2,27

Pada uji *tracking setpoint* yang ditunjukkan pada Gambar 4.20 memiliki hasil yang serupa seperti hasil uji dengan kesalahan sensor dan aktuator tanpa menggunakan *tracking setpoint*, algoritma AFTC dengan variabel level-temperatur tidak dapat mengkompensasi dan juga kembali ketitik nominalnya atau *setpoint*. Uji *tracking setpoint* diberikan kesalahan sensor dan aktuator di setiap *setpoint* yang diberikan pada detik ke 750s, 2750s dan 4750s untuk kesalahan aktuator sedangkan untuk kesalahan sensor diberikan pada detik ke 1000s, 3000s dan 5000s. Hal yang sama juga di alami sistem kontrol dengan menggunakan kontrol PI tanpa AFTC yang masih belum mampu melakukan *tracking setpoint*. Secara keseluruhan ditinjau dari performansi kontrol PI tanpa AFTC memiliki performansi lebih baik dari pada algoritma AFTC dengan variabel level-temperatur, sistem kontrol PI memiliki *error steady state* yang relatif lebih rendah disetiap pergantian *setpoint*, nilai ini akan bertambah tinggi seiring dengan naiknya kesalahan.

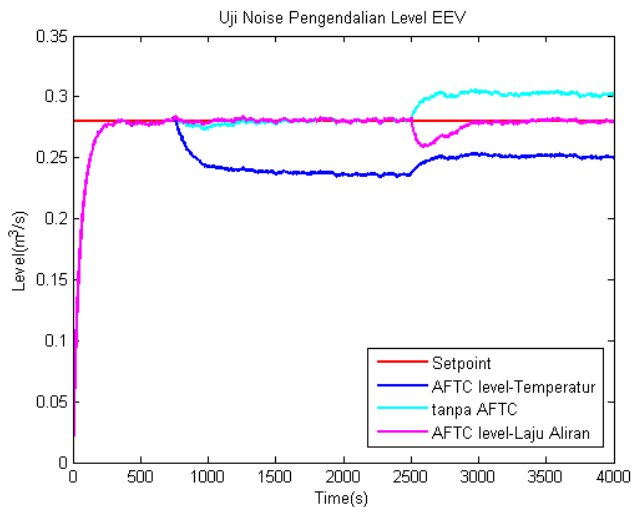
Algoritma AFTC dengan variabel level-laju aliran mampu menoleransi kesalahan sensor dan aktuator yang diberikan pada saat *tracking setpoint*, algoritma AFTC dengan variabel ini mampu kembali ke titik nominalnya walaupun diberikan perubahan *setpoint* secara naik dan turun dengan performansi respon yang baik, berbeda dengan algoritma AFTC dengan variabel level-temperatur dan kontrol PI, *error steady state* yang dicapai oleh algoritma variabel level- laju aliran memiliki nilai sebesar 0% seperti yang ditunjukkan pada Tabel 4.13-4.17.

4.8 Uji Noise Kesalahan Sensor dan Aktuator

Uji *noise* diberikan pada simulasi dengan memberikan gangguan *noise* pada hasil sistem pengukuran. Gangguan ini bertipe *Gaussian noise* dengan variansi 0.002m^2 dan mean sebesar 0, sehingga sinyal *output* dari sistem mengandung *noise*. Besarnya variansi didapatkan dari data pengukuran *level transmitter* pada saat sensor masih dapat bekerja dengan optimal, pengujian ini dilakukan sebagai representasi algoritma *observer*

robust terhadap *noise*. Hasil respon sistem pengendalian level dapat dilihat pada Gambar 4.21 berikut.

Gambar 4.21 menunjukkan respon sistem kontrol level yang sudah diberikan *noise* dari gambar tersebut, diperlihatkan bahwa meskipun dengan adanya *noise* AFTC masih mampu berjalan dengan baik sama seperti kondisi tanpa kesalahan, *observer* konvensional memperkuat kehadiran dari *noise* namun, *noise* pada sistem AFTC tidak memperkuat *noise* yang diberikan.



Gambar 4.21 Respon Uji *Noise* Pengendalian Level dengan Sensitivitas 92,7%, Bias +0,5% dan Kebocoran 10%

Halaman ini Sengaja di Kosongkan

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1. Kesimpulan

Dari hasil analisis data yang telah dilakukan, didapatkan kesimpulan dari tugas akhir mengenai perancangan *Active Fault Tolerant Control* (AFTC) pada Evaporator Efek Vakum (EEV) Tbk.

- Dengan kesalahan pada sensor dan aktuator pada sistem pengendalian level EEV perancangan AFTC pada EEV dapat dilakukan dengan memakai variabel level-laju aliran, karena sudah memenuhi syarat dan kondisi *observer*
- *Observer* dengan variabel level-laju aliran menghasilkan estimasi kesalahan lebih baik dibandingkan *observer* dengan variabel level-temperatur
- dengan performansi kontrol *maximum overshoot* sebesar 0%, sedangkan untuk parameter *maximum undershoot* 5,35%, untuk parameter *settling time* didapatkan sebesar 310s dan parameter *Integral Absolute Error* (IAE) sebesar 2,27.
- Algoritma AFTC dengan variabel pengukuran level-laju aliran mampu mengkompensasi kesalahan sensor dan aktuator pada saat yang bersamaan dengan nilai *error steady state* sebesar 0% untuk setiap kesalahan dan untuk uji *tracking setpoint*, dimana untuk algoritma AFTC dengan menggunakan variabel level-temperatur dan kontrol klasik PI tidak mampu mencapai setpoint. Namun algoritma AFTC dengan menggunakan variabel level-temperatur mampu mengkompensasi kesalahan sensor dan aktuator tidak pada saat yang bersamaan, hal ini sudah cukup apabila diterapkan di Pabrik mengingat kesalahan sensor dan aktuator tidak pernah mengalami kesalahan di hari yang sama selama satu tahun.

5.2. Saran

Dalam proses tugas akhir ini terhadap beberapa saran yang dapat digunakan untuk penelitian selanjutnya adalah:

- a. Dalam skala industri, AFTC dapat digunakan sebagai suatu sistem keamanan yang juga dapat meningkatkan keandalan suatu komponen untuk meningkatkan produktivitas kinerja dari suatu sistem.
- b. Apabila AFTC ingin diterapkan pada *plant EEV* maka ada baiknya jika memberikan indikator pengukuran laju aliran pada, aliran keluar dari bagian dasar Evaporator Multi Efek-5 (EME), agar kompensasi kedua kesalahan dapat berjalan baik

DAFTAR PUSTAKA

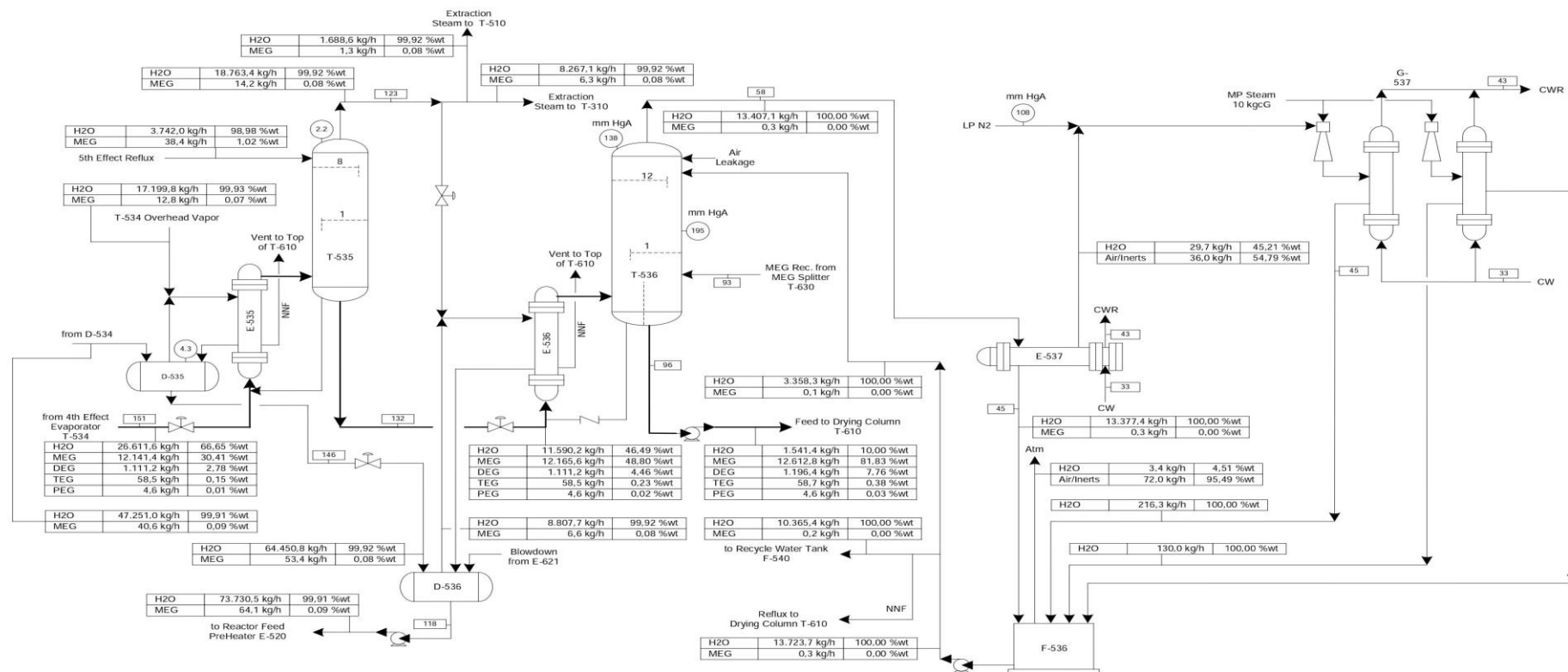
- Anonim. 2010. “Profil Perusahaan PT.Polychem Indonesia Tbk” Departemen Human Resource and Development, PT. Polychem Indonesia Tbk, 2006.
- Anonim. 1998. “Rangkaian Proses Pembentukan Ethylene Glycol Skala Pabrik PT.Polychem Indonesia Tbk” Departemen Produksi, PT. Polychem Indonesia Tbk
- Anonim. 2016. “Data Maintenance Instrumen PT. Polychem Indonesia Tbk” Departemen Electric and Instrument, PT. Polychem Indonesia Tbk
- Branan, C. 1994. **Rules of Thumb for Chemical Engineers**. Gulf Publishing Company Houston.
- Buckley, P., Luyben, W., and Shunta, J. 1985. **Design of Distillation Column Control Systems**. Edward Arnold
- Indriawati, K., Agustinah, T., and Jazidie, A. 2015. “Robust observer-based fault tolerant tracking control for linear systems with simultaneous actuator and sensor faults: application to a dc motor system” *International Review on Modelling Simulations (IREMOS)*, pp.410-417.
- Indriawati, K., Sebe, N., Agustinah, T., Jazidie, A. 2015. ”Robust Fuzzy Observer-Based Fault Tolerant Tracking Control for Nonlinear System with Simultaneous Actuator and Sensor Faults: Application to a DC Series Motor Speed Drive” *International Review of Automatic Control (I.R.E.A.CO)*, Vol.8,N. 6 ISSN 1974-6059.
- Kam, K.M., Saha, P., Tadé, M.O., Rangaiah, G.P. 2001. “Models of an industrial evaporator system for education and research in process control”, *Dev. Chem. Eng. Mineral Process.* 10 105–127
- Kishorsingh, A. 2015. “Mathematical Modelling of Forced Circulation Evaporator Pilot Plant” *International Conference on Pervasive Computing (ICPC)*.

- Liptak, B.G. 2006. **Process Control and Optimization**. Florida. CRC Press.
- Luyben, W. 1992. **Practical Distillation Control**. Gulf VAN NOSTRAND REINHOLD NEW YORK.
- Luyben, W. 1996. **Process Modeling Simulation, and Control for Chemical Engineers**. McGraw-Hill.
- Noura, H., Theilliol, D., Ponsart, J.C., and Chamseddine, A. 2009. **Fault-tolerance Control Systems: Design and Practical Applications**. London. Springer Verlag.
- Ogata, K. 2006. **Modern Control Engineering – 4th ed.** Prentice Hall.
- Sadengen, K. 2006. Prediction of Mineral Scale Formation in Wet Gas Condensate Pipelines and in MEG (Mono Ethylene Glycol) Regeneration Plants. Doctoral Thesis National Technology Norwegian University.
- Van Winkle, M. 1967. **Distillation**, McGraw-Hill,
- Zhang, Y., and Jiang, J. 2008. “Bibliographical review on reconfigurable fault-tolerant control system,” *Annual Reviews in Control*, vol. 32, issue 2, pp. 229-252.

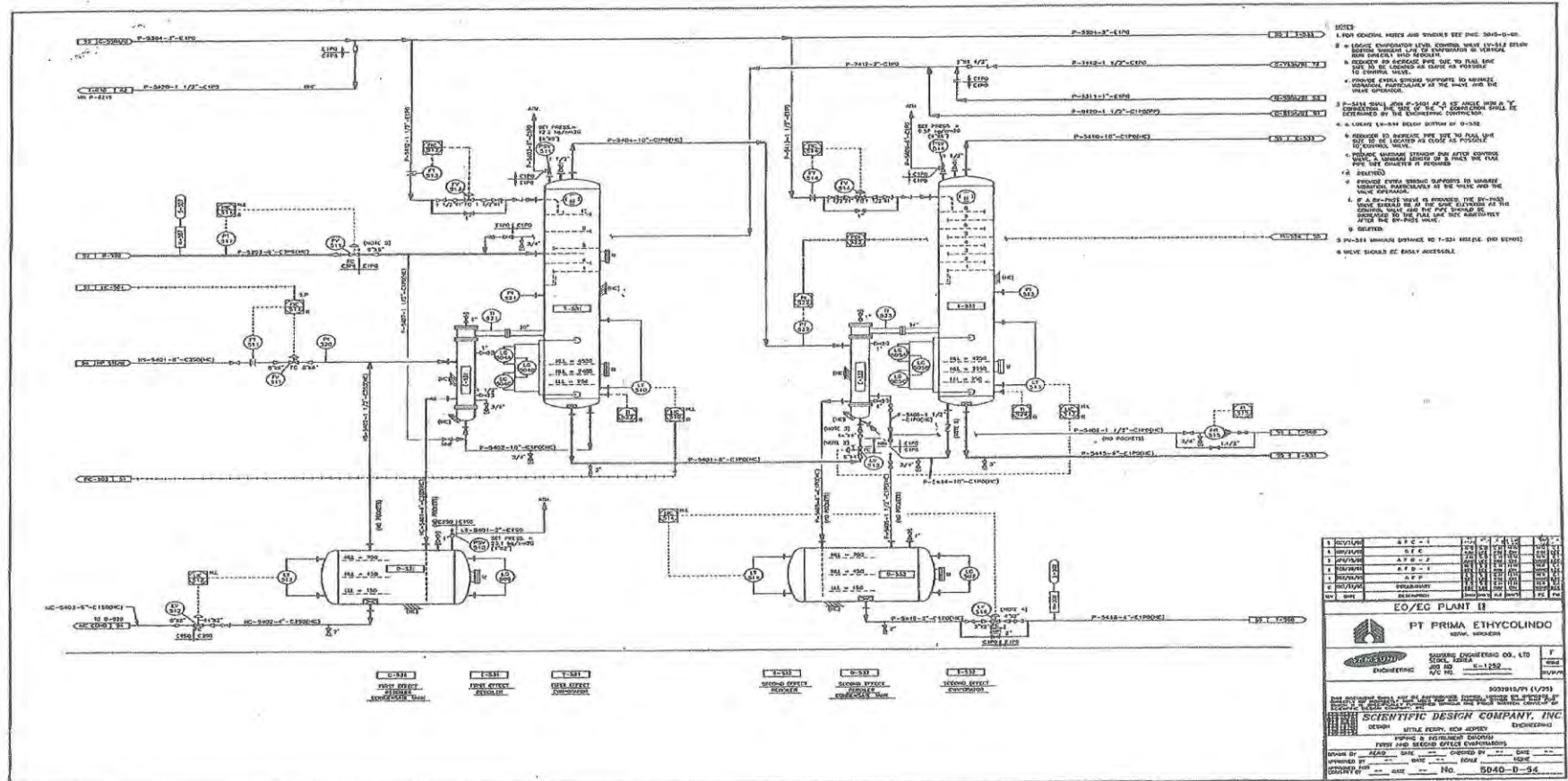
LAMPIRAN A

PROCESS FLOW DIAGRAM PT. POLYCHEM INDONESIA Tbk

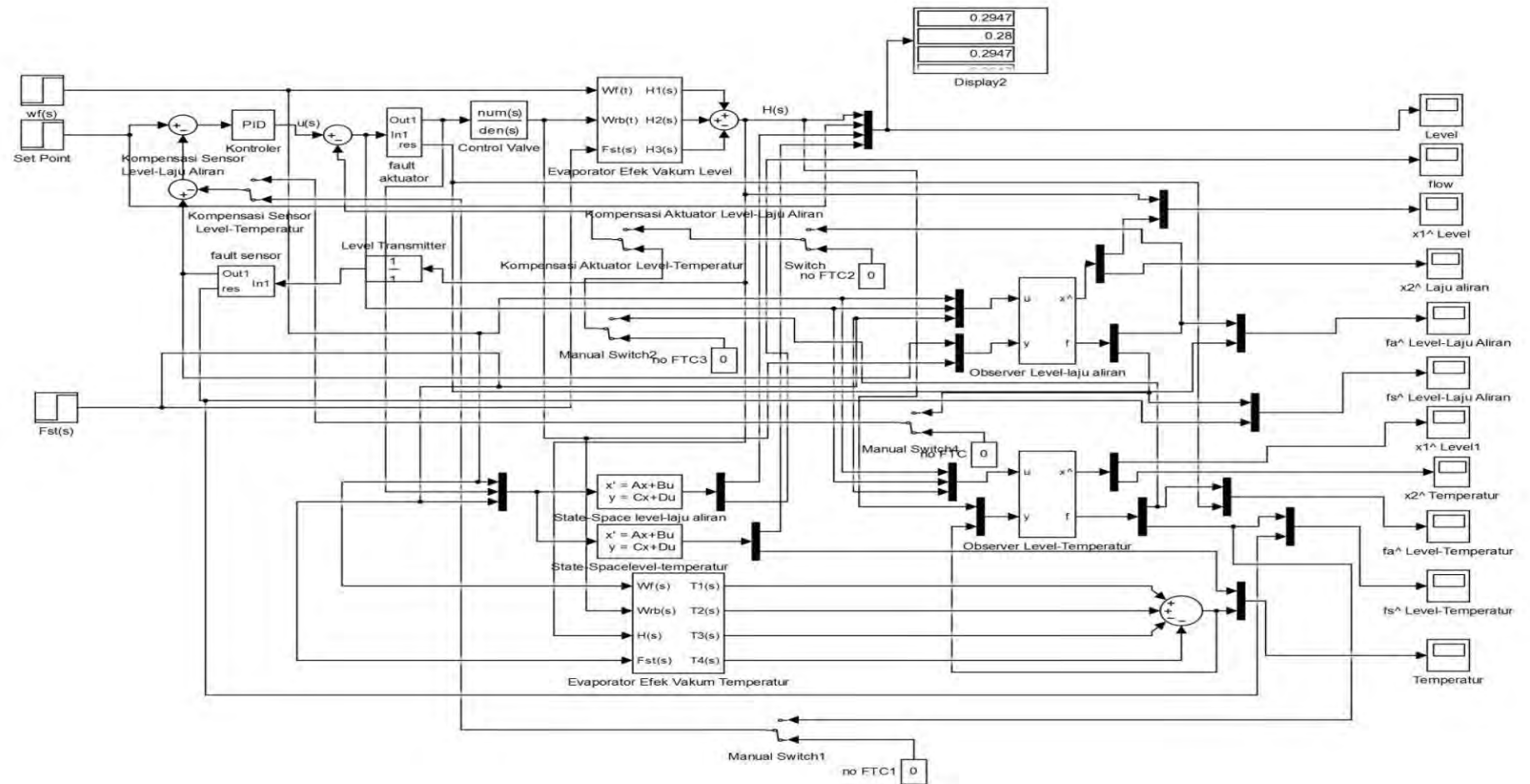
**PFD of Ethylene Glycol Unit
(500 Area)**



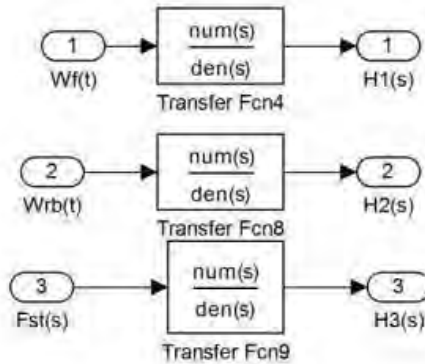
LAMPIRAN B
PIPING AND INSTRUMENT DIAGRAM PT. POLYCHEM INDONESIA Tbk



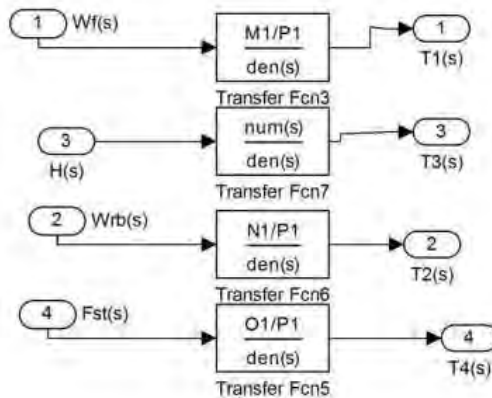
LAMPIRAN C
SIMULINK MATLAB R2013a GENERAL EVAPORATOR EFEK VAKUM



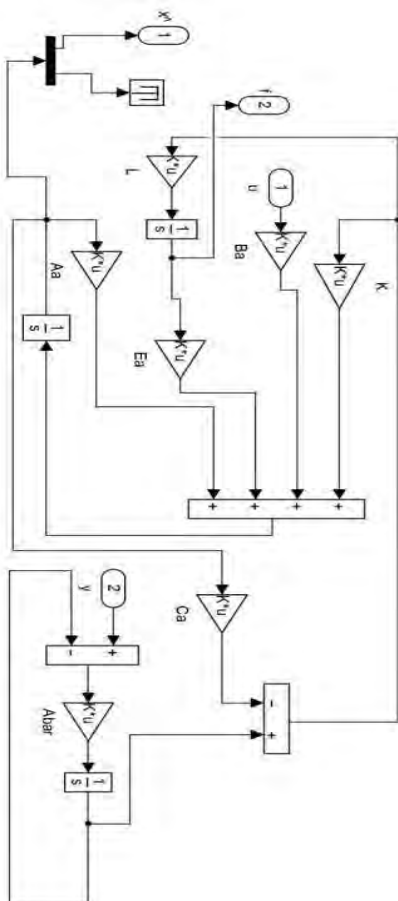
SIMULINK MATLAB R2013a SISTEM EVAPORATOR EFEK VAKUM PENGENDALIAN LEVEL



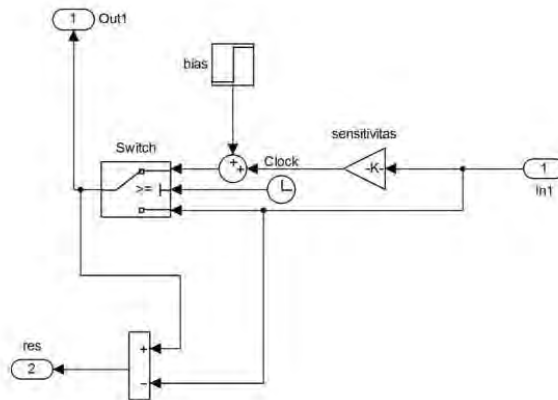
SIMULINK MATLAB R2013a SISTEM EVEAPORATOR EFEK VAKUM PENGENDALIAN TEMPERATUR



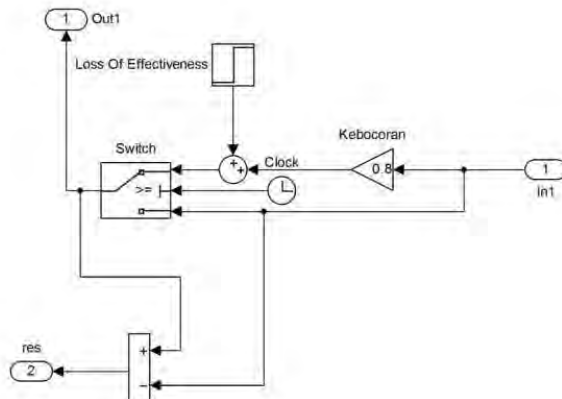
SIMULINK MATLAB R2013a OBSERVER EVAPORATOR EFEK VAKUM



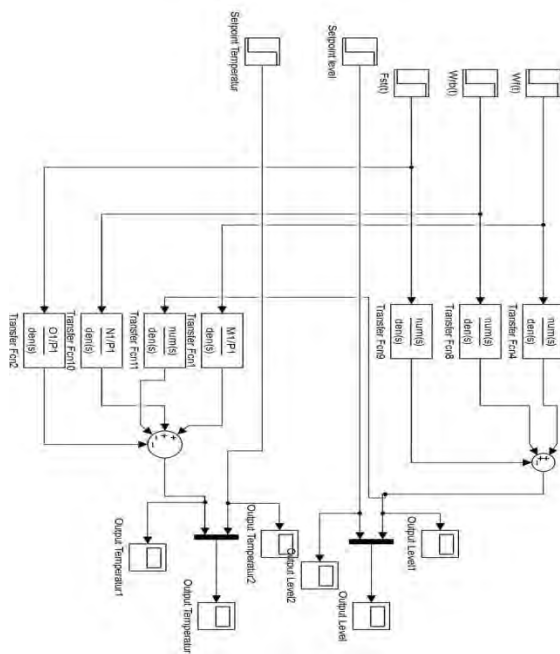
SIMULINK MATLAB R2013a FAULT SENSOR



SIMULINK MATLAB R2013a FAULT AKTUATOR



SIMULINK MATLAB R2013a VALIDASI OPEN LOOP



LAMPIRAN D
LISTING PROGRAM MATLAB R2013a m.file
EVAPORATOR EFEK VAKUM

```
%Defini parameter sistem%
rho_feed=1060;
rho_reboiler=1040;
rho_bottom=1050;
rho_steam=1.223;
rho_reflux=990;
latent_heat_steam=2193.71;
latent_heat_fluid=1.3786e+03;
rasio_latent=latent_heat_steam/latent_heat_fluid;
A1=3.14*((3.3)/2)^2;
Q=36700022
Cp_reflux=0.6112657;
Cp_feed=0.6031;
Cp_reboiler=0.6;
Cp_bottom=0.6;
Cp_steam=0.6083;
T_reflux=45;
T_feed=93;
T_reboiler=132;
T_bottom=96;
T_steam=123;
h=0.28;
mass_flow_rate_bottom=0.00530556;
Kout=mass_flow_rate_bottom/h;
%pembuatan state space
M1=rho_feed*Cp_feed*T_feed/(rho_bottom*A1*Cp_bottom*h);
N1=rho_reboiler*Cp_reboiler*T_reboiler/(rho_bottom*A1*Cp_bottom*h);
O1=rho_steam*Cp_steam*T_steam/(rho_bottom*A1*Cp_bottom*h);
P1=(rho_bottom*Cp_bottom*Kout)/(rho_bottom*A1*Cp_bottom*h);
```

```

A=[(-rho_bottom/(rho_bottom*A1))*Kout
rho_reboiler/(rho_bottom*A1);
0 -1/((0.68/117)*(1.3))]; %Matriks A
B=[(rho_feed/(rho_bottom*A1)) 0 (-
rasio_latent/(rho_bottom*A1));
0 0.000549/((0.68/117)*(1.3)) 0];%Matriks
B
C=[1 0;0 1];%Matriks C
n = length(A)
p = size(C,1)
m = size(B,2);
Fa=[0;0.0727];
Fs=[1;0];
fs = size(Fs,2);
fa = size(Fa,2);
Abar = 1*eye(p);
Aa = [A zeros(n,p); Abar*C -Abar];
Ba = [B;zeros(p,m)];
Ea = [Fa zeros(n,fs); zeros(p,fa) Abar*Fs];
Ca = [zeros(p,n) eye(p)];
Atild = [Aa Ea; zeros(fa+fs,n+p)
zeros(fa+fs)];
Ctild = [Ca zeros(p,fa+fs)];
rank(Atild);
rank(observ(Atild,Ctild));
p1=(-1.33 + 0.0000i)*1.0e+02;
p2=-0.6112 + 1.8627i ;
p3=-0.6112 - 1.8627i ;
p4=-0.85 + 0.0000i;
p5=-0.00795 + 0.0000i ;
p6=-0.0060 + 0.0000i
Ktild = place(Atild',Ctild',[p1 p2 p3 p4 p5
p6]);
K = Ktild(:,1:n+p);
L = Ktild(:,n+p+1:n+p+fa+fs);
ATemp=[(-rho_bottom/(rho_bottom*A1))*Kout 0;
-0.468 (-
rho_bottom*Cp_bottom*Kout)/(rho_bottom*A1*Cp_
bottom)] %Matriks A

```

```

BTemp=[(rho_feed/(rho_bottom*A1))
(rho_reboiler/(rho_bottom*A1)*0.000549) (-
rasio_latent/(rho_bottom*A1));

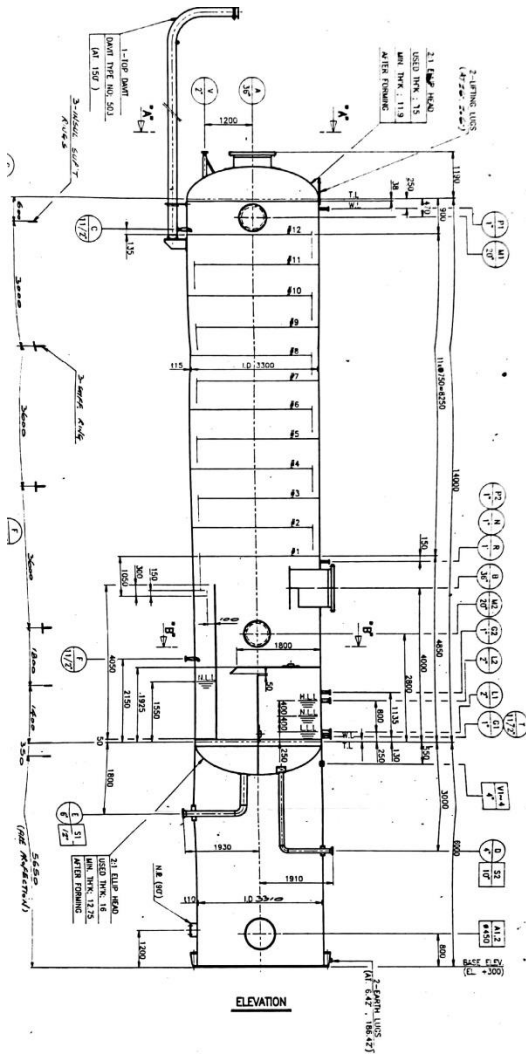
(rho_feed*Cp_feed*T_feed/(rho_bottom*A1*Cp_bo
ttom*h))
(rho_reboiler*Cp_reboiler*T_reboiler/(rho_bot
tom*A1*Cp_bottom*h)*0.000549) (-
rho_steam*Cp_steam*T_steam/(rho_bottom*A1*Cp_
bottom*h))]%Matriks B
CTemp=[1 0;0 1]%Matriks C
nTemp = length(ATemp);
pTemp = size(CTemp,1);
mTemp = size(BTemp,2);
FaTemp=[0;0.02];
FsTemp=[1;0];
fsTemp = size(FsTemp,2);
faTemp = size(FaTemp,2);
AbarTemp = 1*eye(pTemp);
AaTemp = [ATemp zeros(nTemp,pTemp);
AbarTemp*CTemp -AbarTemp]
BaTemp = [BTemp;zeros(pTemp,mTemp)]
EaTemp = [FaTemp zeros(nTemp,fsTemp);
zeros(pTemp,faTemp) AbarTemp*FsTemp]
CaTemp = [zeros(pTemp,nTemp) eye(pTemp)]
AtildTemp = [AaTemp EaTemp;
zeros(faTemp+fsTemp,nTemp+pTemp)
zeros(faTemp+fsTemp)]
CtildTemp = [CaTemp
zeros(pTemp,faTemp+fsTemp)]
rank(ATildTemp);
rank(observ(ATildTemp,CtildTemp));
p1Temp=-0.6080 + 1.8483i;
p2Temp=-0.6080 - 1.8483i;
p3Temp=-0.4855 + 1.2413i;
p4Temp=-0.4855 - 1.2413i;
p5Temp=-0.0015 + 0.0000i;
p6Temp=-0.2272 + 0.0000i;

```

```

KtildTemp =
place(AtildTemp',CtildTemp',[p1Temp p2Temp
p3Temp p4Temp p5Temp p6Temp]);
KTemp = KtildTemp(:,1:nTemp+pTemp);
LTemp =
KtildTemp(:,nTemp+pTemp+1:nTemp+pTemp+faTemp+
fsTemp);

```



LAMPIRAN F
PROFIL LAJU ALIRAN MASUKAN DAN KELUARAN

Tag.No.	FE-522	
Service	G-530A/DISCH	
Element Data	Element Type	O.P FLANGE TAPS
	Press.Tap.Loc.	UPSTREAM
	Element Mat'l	316 SS
	d/D ratio	0.62249135
	Element Bore	48.48949 mm
	Thickness	3 mm
Sizing Criteria	Sizing Mode	EXACT BORE
	Refrence	ISO 5167
Coefficients	Rho	1050 kg/m3
	Cp	0.6078 (kJ/kg.°C)
	SG	1.051
Process Data	Fluid	Glycol
	Flowing Temperature	96 °C
	Maximum Flow Rate	30 m3/hr
	Differential Range	2500 mm-H2O
	Normal Flowrate	19.1 m3/hr
	Density	1050 kg/m3
	k-Factor (Cp/Cv)	-
	Viscosity	0.28 cP
Meter Data	Type	Dry
	C' Coefficient	6.065855
	Full Scale Flow	30 m3/hr
	Full Scale dP	2500 mm-H2O
	Chart Scale	10 Roots
	Chart Multiplier	3
	Flow Reading	6.36667 Roots
Reynold Number		324778.41

Tag.No.	FE-525	
Service	E-536 Inlet	
Element Data	Element Type	O.P RADIUS TAPS
	Press.Tap.Loc.	UPSTREAM
	Element Mat'l	316 SS
	d/D ratio	0.6950391
	Element Bore	273.4878 mm
	Thickness	9 mm
Sizing Criteria	Sizing Mode	EXACT BORE
	Refrence	ISO 5167
Coefficients	Rho	1.233 kg/m3
	Cp	0.6083 (kJ/kg.°C)
	SG	0.622
Process Data	Fluid	Steam
	Flowing Temperature	123 °C
	Maximum Flow Rate	16 t/h
	Differential Range	500 mm-H2O
	Normal Flowrate	11.42 t/h
	Density	1.223 kg/m3
	k-Factor (Cp/Cv)	1.3
	Viscosity	0.0131 cP
Meter Data	Type	Dry
	C' Coefficient	0.4941803
	Full Scale Flow	16 t/hr
	Full Scale dP	500 mm-H2O
	Chart Scale	10 Roots
	Chart Multiplier	1.6
	Flow Reading	7.1375 Roots
Reynold Number		782168.56

Tag.No.	FE-624	
Service	T-630 Inlet	
Element Data	Element Type	O.P FLANGE TAPS
	Press.Tap.Loc.	UPSTREAM
	Element Mat'l	316 SS
	d/D ratio	0.36287409
	Element Bore	13.82016 mm
	Thickness	3 mm
Sizing Criteria	Sizing Mode	EXACT BORE
	Refrence	ISO 5167
Coefficients	Rho	1060 kg/m3
	Cp	0.6031 (kJ/kg.°C)
	SG	1.0622
Process Data	Fluid	Glycol + Water
	Flowing Temperature	93 °C
	Maximum Flow Rate	1 m3/hr
	Differential Range	500 mm-H2O
	Normal Flowrate	0.66 m3/hr
	Density	1060 kg/m3
	k-Factor (Cp/Cv)	-
	Viscosity	0.29 cP
Meter Data	Type	Dry
	C' Coefficient	0.495247996
	Full Scale Flow	1 m3/hr
	Full Scale dP	500 mm-H2O
	Chart Scale	10 Roots
	Chart Multiplier	0.1
	Flow Reading	6.6 Roots
Reynold Number		22374.53

SPESIFIKASI CONTROL VALVE

TAG NO.	LV-522
SPESIFICATION	
MODEL NO.	HCB
DESCRIPTION	PRESSURE BALANCED CAGE TYPE CONTROL VALVE
VALVE SIZE	6 INCH (150 MM)
PORT OR CV VALUE	5 INCH (125 MM)
BODY RATING	ANSI150
END CONNECTION	RF
BODY MATERIAL;	A217WC6
TRIM MATERIAL	SCS24
FLOW CHARACTERISTIC	%VF
AIR SUPPLY	2.8 KGF/'CM2
SPRING RANGE	0.8-2.4 KGF/CM2
BODY	SILVER
DIAPHRAGM CASE	2.5Y8/12
INPUT SIGNAL	4-20MA DC
FLUID	GLYCOL+WATER
FLOW RATE NOR.	33.1 M3/H
PRESSURE P1	1.2 KGF/CM2
DIFF PRESSURE NORMAL	1.4 KGF/CM2
DIFF PRESSURE MAX	3.97 KGF/CM2
TEMPERATURE	132°C
SPESIFIC GRAFITY	0.98
CV SELECTED	275
CV CALCULATED	117
FLASHING	7.50%

LAMPIRAN G
DATA PROSES EVAPORATOR EFEK VAKUM

DATE	TIME	TIC534 (degC)	FIC522 (M3/H)	FIC525 (T/H)	LIC522 (M)	FIC624 (M3/H)
1/1/2017	0:00	96	13.6	10.1	0.2344	0.35
	1:00	95.2	13.6	10.2	0.2344	0.35
	2:00	94.5	13.7	10.3	0.2416	0.35
	3:00	94.2	13.7	10.2	0.2392	0.35
	4:00	94.6	13.6	10.2	0.2392	0.35
	5:00	95.2	13.6	10.2	0.24	0.35
	6:00	95.5	13.6	10.2	0.2392	0.35
	7:00	94.8	13.7	10.2	0.2376	0.35
	8:00	93	13.7	10.1	0.2368	0.35
	9:00	93.1	13.7	10	0.2352	0.35
	10:00	93.5	13.7	10	0.24	0.35
	11:00	94.3	13.6	9.9	0.24	0.35
	12:00	95.1	13.6	9.8	0.2424	0.35
	13:00	95.8	13.7	9.9	0.2424	0.35
	14:00	96.6	13.8	9.8	0.2408	0.35
	15:00	97.3	14	9.9	0.2392	0.35
	16:00	97	14.1	9.9	0.2384	0.35
	17:00	96.2	14.1	10.1	0.2392	0.44
	18:00	96.4	14.1	10.4	0.2392	0.51
	19:00	95.4	13.7	10.5	0.2432	0.44
	20:00	88.7	11.1	10.5	0.2736	0.19
	21:00	73.6	8.5	8.3	0.2824	0.08
	22:00	68.9	6.7	7.2	0.2912	0.08
	23:00	67.4	4.5	7.3	0.2912	0.08

2/1/2017	0:00	67.2	2.5	7.6	0.2904	0.08
	1:00	67.3	1.7	7.6	0.2824	0.08
	2:00	67.6	1.5	7.8	0.2808	0.08
	3:00	68.4	1.5	7.3	0.28	0.08
	4:00	69.8	1.5	7.9	0.2784	0.08
	5:00	70.7	1.5	7.9	0.2728	0.08
	6:00	72.2	1.6	9.4	0.272	0.08
	7:00	73.5	2.6	70.1	0.2728	0.09
	8:00	74.5	2.9	11	0.264	0.08
	9:00	84.8	8	9.1	0.26	0.09
	10:00	101.3	12.8	7.7	0.252	0.16
	11:00	104	13.7	8.7	0.2576	0.6
	12:00	102.2	13.5	9.3	0.2632	0.76
	13:00	99.4	13.1	9.7	0.2688	0.77
	14:00	99.9	12.1	9.3	0.2608	0.78
	15:00	99.8	12.5	9.6	0.2608	0.71
	16:00	98.7	13	9.7	0.2576	0.67
	17:00	97.9	13.7	10	0.2536	0.36
	18:00	98.1	13.8	10.1	0.2528	0.36
	19:00	98.7	13.9	10	0.2448	0.38
	20:00	97.8	14	10.2	0.0864	0.37
	21:00	96.9	14	10.3	0.388	0.35
	22:00	93.5	13.8	10.3	0.3992	0.34
	23:00	93.2	14.2	10.3	0.348	0.31

3/1/2017	0:00	100.6	14.4	9.4	0.3288	0.28
	1:00	97.8	14.5	10	0.3904	0.27
	2:00	93.4	13	10.2	0.3584	0.18
	3:00	92.6	6.1	10.3	0.2888	0.13
	4:00	94.9	6.7	10.5	0.2776	0.12
	5:00	99.8	13	9.7	0.2776	0.52
	6:00	95.9	13.2	10.5	0.284	0.63
	7:00	93.3	12.3	10.5	0.2872	0.47
	8:00	96.5	12.1	9.9	0.2872	0.52
	9:00	98.3	12.6	9.7	0.2792	0.5
	10:00	100.1	13.6	9.1	0.2792	0.35
	11:00	99.9	14.3	9.5	0.2728	0.35
	12:00	95.2	13.7	10.2	0.2776	0.45
	13:00	96	13.5	10.1	0.2824	0.48
	14:00	98.1	13.5	9.9	0.2816	0.39
	15:00	97.7	13.9	10.1	0.2776	0.34
	16:00	95.8	13.9	10.2	0.2784	0.36
	17:00	96.1	13.9	10.2	0.2792	0.41
	18:00	97.6	14	10.1	0.2808	0.45
	19:00	98.8	14.4	10.1	0.2792	0.45
	20:00	98.5	14.5	10.1	0.2784	0.41
	21:00	98.2	14.5	10.2	0.28	0.42
	22:00	96.9	14.5	10.4	0.2776	0.44
	23:00	97.1	14.5	10.3	0.2816	0.44

LAMPIRAN H

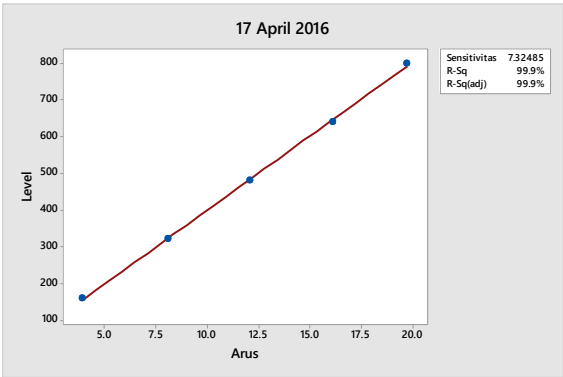
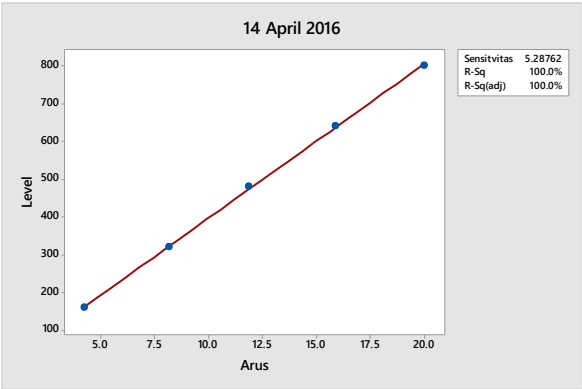
Data Maintenance dari sistem instrumentasi EEV

Data maintenance control valve

No	Tanggal	Visual Check Control Valve Level					
		Kebocoran			Pressure Gauge		Plug Vent
		I/A	Steam	Body V/V	Good	Bad	
1	18-Apr-16						
2	30-Aug-16						
3	20-Dec-16						
		Kondisi Baik					
		Kondisi Buruk					

Data Kalibrasi Level Transmitter

No	Kalibrasi Level Transmitter				
	Tanggal	Range	Sensitivitas	Akurasi	Catatan
1	19-Mar-16	0-800 mm	1,8%	$\pm 0,5\%$	Kondisi Baik Setelah dikalibrasi
2	7-Apr-16	0-800 mm	4,3%	$\pm 0,5\%$	
3	14-Apr-16	0-800 mm	5,2%	$\pm 0,5\%$	
4	17-Apr-16	0-800 mm	7,3%	$\pm 0,5\%$	
5	4-Oct-16	0-800 mm	0,33%	$\pm 0,5\%$	
6	8-Oct-16	0-800 mm	1,8%	$\pm 0,5\%$	
7	26-Nov-16	0-800 mm	2,13%	$\pm 0,5\%$	
8	8-Dec-16	0-800 mm	4,2%	$\pm 0,5\%$	



BIODATA PENULIS



Febrianto Bimo Amarto merupakan nama lengkap penulis dengan nama panggilannya, Bimo. Penulis dilahirkan di Jakarta pada tanggal 18 Februari 1995 sebagai anak pertama dari dua bersaudara dari ayahanda Ir. Katub Mekantono dan ibunda Ir. Mahakam Ratih Puruhita. Riwayat pendidikan penulis adalah SD Islam Al-Azhar 10 Serang tahun (2001–2007), SMP Negeri 1 Kota Cilegon tahun (2007–2010), SMA Negeri 6 Surabaya tahun (2010–2013). Penulis diterima sebagai mahasiswa S1 Teknik Fisika ITS pada tahun 2013. Semasa perkuliahan, Penulis aktif organisasi kemahasiswaan di Himpunan Mahasiswa Teknik Fisika (HMTF) dan Laboratorium Rekayasa Fotonika Departemen Teknik Fisika ITS, penulis fokus pada bidang minat rekayasa instrumentasi dan kontrol untuk menyelesaikan tugas akhirnya dan bidang minat rekayasa fotonika dalam riset keilmiahannya. Penulis dapat dihubungi melalui email: fba.bimo@gmail.com.